



TUGAS AKHIR TF 141581

**PERANCANGAN *SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL* PADA SISTEM GAS REFORMING UNIT AMMONIA PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *DECENTRALIZED***

RIZKI HERDHITAMA PUTRA  
NRP 2413 100 030

Dosen Pembimbing  
Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2017





*FINAL PROJECT TF 141581*

***DESIGN SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL  
AT SISTEM GAS REFORMING AMMONIA UNIT  
PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM WITH  
DECENTRALIZED STRUCTURE***

*RIZKI HERDHITAMA PUTRA  
NRP 2430 100 030*

*Supervisor  
Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.*

*ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2017*



## LEMBAR BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Rizki Herdhitama Putra

NRP : 2413100030

Departemen : Teknik Fisika FTI – ITS

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya berjudul “Perancangan *Supervisory Predictive Control* Pada Sistem *Gas Reforming Unit Ammonia* Pabrik-5 PT. Pupuk Kaltim dengan Struktur *Decentralized*” adalah bebas dari plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 28 Juli 2017

Yang membuat pernyataan

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Rizki Herdhitama Putra', written over a light gray rectangular background.

Rizki Herdhitama Putra  
NRP. 2413 100 030

*Halaman sengaja dikosongkan*

## LEMBAR PENGESAHAN

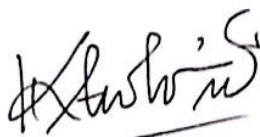
### **PERANCANGAN *SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL* PADA SISTEM *GAS REFORMING UNIT* AMMONIA PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *DECENTRALIZED***

Oleh:

**Rizki Herdhitama Putra**  
NRP. 2413 100 030

Surabaya, 28 Juli 2017  
Mengetahui

Dosen Pembimbing



**Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.**  
NIP. 19760523 200012 2 001

Menyetujui

**Ketua Departemen Teknik Fisika**



**Agus Muhammad Hatta, ST, MSI, Ph.D**  
NIP. 19780902 200312 1 002

*Halaman sengaja dikosongkan*



**PERANCANGAN *SUPERVISORY PREDICTIVE*  
*CONTROL* PADA SISTEM GAS REFORMING UNIT  
AMMONIA PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN  
STRUKTUR *DECENTRALIZED***




**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**RIZKI HERDHITAMA PUTRA**  
**NRP. 2413 100 030**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- |  |   |            |
|--|---|------------|
| 1. Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T. |    | Pembimbing |
| 2. Dr. Ir. Totok Sochartanto, DEA      |   | Penguji I  |
| 3. Ir. Ya'umar, M.T.                   |  | Penguji II |

**SURABAYA**  
**Juli 2017**

*Halaman sengaja dikosongkan*

**PERANCANGAN *SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL* PADA SISTEM GAS REFORMING UNIT AMMONIA PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *DECENTRALIZED***

**Nama Mahasiswa** : Rizki Herdhitama Putra  
**NRP** : 2413 100 030  
**Jurusan** : Teknik Fisika  
**Dosen Pembimbing** : Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T

**Abstrak**

Semakin meningkatnya kebutuhan pupuk di Indonesia, optimisasi biaya operasional dibutuhkan untuk mendapatkan efisiensi proses yang tinggi sehingga didapatkan nilai produk yang ekonomis. Makalah ini membahas tentang perancangan *supervisory predictive control* pada sistem *gas reforming* unit *ammonia* di pabrik pupuk. Perancangan *supervisory predictive control* dilakukan dengan tanpa mengganti *regulatory control*. Strategi kontrol tersebut disebut dengan *decentralized*. Perancangan *supervisory predictive control* bertujuan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan *feed gas* dan *feed water* pada sistem *Gas Reforming* dan memperkecil *error set point*. Sistem ini memberikan *trajectory reference* yang harus dipenuhi oleh kontrol PID. Model prediksi didapatkan dari hasil linearisasi plant sehingga didapatkan matriks prediksi. Matriks tersebut selanjutnya digunakan untuk mendapatkan *trajectory reference* dengan *quadratic programming*. Hasil simulasi menunjukkan sistem *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* menghasilkan karakteristik sistem yang lebih baik dari *PI control* dan memiliki efisiensi penghematan biaya operasional sebesar 0,24%.

**Kata kunci:** *Supervisory predictive control, decentralized, trajectory reference, sistem gas reforming.*

*Halaman sengaja dikosongkan*

***DESIGN SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL AT  
SISTEM GAS REFORMING AMMONIA UNIT PABRIK-5  
PT. PUPUK KALTIM WITH DECENTRALIZED  
STRUCTURE***

***Name*** : Rizki Herdhitama Putra  
***Student Number*** : 2413 100 030  
***Department*** : Engineering Physics  
***Supervisor*** : Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T

***Abstract***

*The increasing demand for fertilizer in Indonesia, the optimization of operational costs is needed to obtain high efficiency of the process in order to obtain the economical products value. This final project discusses about design of supervisory predictive control in gas reforming ammonia unit. The design of supervisory predictive control is done by directly applying it without changing the regulatory control. Implementation of supervisory predictive control without changing local control is considered easier and cheaper for a large process system. This control strategy is called as decentralized. The design of supervisory predictive control aims to improve the efficiency of feed gas and feed water in gas reforming system and to minimize an error. This system provides trajectory reference that must be fulfilled by PID control. Prediction model obtained from plant linearization result so get a prediction matrix. Then, the matrix is used to obtain trajectory reference with quadratic programming. The simulation result shows that the supervisory predictive control system with decentralized structures is produces system characteristic better than PI control and has an efficiency of operational cost savings of 0,24%.*

***Key Words:*** *Supervisory predictive control, decentralized, trajectory reference, sistem gas reforming.*

*Halaman sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirabbil'aalamiin, rasa syukur atas segala limpahan rahmat, kesehatan, keselamatan, dan ilmu yang Allah SWT berikan kepada penulis hingga mampu menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul:

### **“PERANCANGAN *SUPERVISORY PREDICTIVE CONTROL* PADA SISTEM GAS REFORMING UNIT AMMONIA PABRIK-5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *DECENTRALIZED*”**

Tidak lupa sholawat serta salam senantiasa tercurahkan kepada baginda Nabi Muhammad SAW yang telah membawa umatnya dari zaman kebodohan menuju zaman yang terang benderang.

Laporan tugas akhir ini disusun guna memenuhi persyaratan bagi seorang mahasiswa untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam penyusunan laporan tugas akhir ini, tidak terlepas dari semua pihak yang turut membantu baik moril maupun materiil. Untuk itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak (Sentot Trisabdo Sanyoto), Ibu (Sri Harini) dan kedua kakak saya (Yudhistira Perdana Putra dan Novita Putri Mayasari) yang selama ini memberikan dukungan dalam doa, moral, tenaga dan materi.
2. Ibu Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir ini.
3. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA dan Bapak Ir. Ya'umar, M.T. selaku dosen penguji Tugas Akhir ini.
4. Bapak Agus Muhamad Hatta, ST, MSi, Ph.D., selaku Ketua Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

5. Bapak Ir. Moch Ilyas selaku dosen wali pada tahun pertama dan Bapak Detak Yan Pratama S.T., M.Sc., selaku dosen wali pada tahun kedua dan sampai lulus ini.
6. Para dosen Departemen Teknik Fisika yang telah membimbing selama perkuliahan.
7. Para staf dan karyawan Departemen Teknik Fisika yang telah membantu penulis selama ini.
8. PT. Pupuk Kaltim yang telah mengizinkan untuk melakukan pengambilan data di PT. Pupuk Kaltim.
9. Bapak Moh. Syamsul dan Bapak Abduh Muhammad selaku pembimbing lapangan di PT. Pupuk Kaltim.
10. Teman-teman seperjuangan yang juga mengerjakan Tugas Akhir ini.
11. Teman-teman Departemen Teknik Fisika semua, khususnya teman-teman 2013 (F-48) dan rekan-rekan Laboratorium Pengukuran Fisis.

Demikian laporan tugas akhir ini dibuat dengan sebaik-baiknya. Semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak, khususnya untuk kemajuan industri di Indonesia.

Surabaya, 28 Juli 2017

Penulis



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR BEBAS PLAGIASI.....</b>	<b>v</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN .....</b>	<b>vii</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>xi</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>xiii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>xv</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xix</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xxiii</b>

### BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Perumusan Masalah .....	3
1.3. Batasan Masalah .....	3
1.4. Tujuan .....	3
1.5. Sistematika Laporan.....	4

### BAB II DASAR TEORI

2.1. Sistem <i>Gas Reforming</i> .....	5
2.2. <i>Secondary Reforming</i> .....	6
2.3. Pemodelan <i>Secondary Reforming</i> .....	7
2.4. <i>Carbon Monoxyde Shift Conversion</i> .....	9
2.5. Pemodelan <i>Carbon Monoxyde Shift Conversion</i> .....	10
2.6. <i>Supervisory Control</i> .....	12
2.7. <i>Supervisory Predictive Control</i> dengan Struktur <i>Decentralized</i> .....	13
2.8. Desain Komponen-komponen <i>Supervisory Control</i> .....	15
2.9. Variabel Prediksi .....	16
2.10. Strategi Kontrol Prediktif .....	17

### **BAB III METODOLOGI**

3.1. Alur Penelitian .....	23
3.2. Sistem Pengendalian Sistem <i>Gas Reforming</i> .....	25
3.3. Pemodelan <i>Secondary Reforming</i> .....	26
3.4. Pemodelan <i>Carbon Monoxide Shift Converter</i> .....	29
3.5. Pemodelan <i>Closed Loop</i> Sistem <i>Gas Reforming</i> dengan <i>PI Control</i> .....	32
3.6. Perancangan <i>Supervisory Predictive Control</i> dengan Struktur <i>Decentralized</i> .....	33
3.7. Uji Performansi .....	36
3.8. Perhitungan Biaya Operasional .....	37

### **BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

4.1. Model Simulasi <i>Plant</i> .....	39
4.2. Validasi .....	39
4.3. <i>Supervisory Predictive Control</i> .....	46
4.4. Uji Performansi .....	50
4.5. Perbandingan Hasil Simulasi .....	59
4.6. Perhitungan Biaya Operasional .....	60

### **BAB V PENUTUP**

5.1. Kesimpulan .....	69
5.2. Saran.....	69

### **DAFTAR PUSTAKA**

#### **LAMPIRAN A: LINIERISASI *PLANT* DENGAN DERET *TAYLOR***

#### **LAMPIRAN B: PFD DAN P&ID**

#### **LAMPIRAN C: SIMULASI *PLANT***

#### **LAMPIRAN D: MATRIKS *STATE SPACE***

#### **BIODATA PENULIS**

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b>	<i>Blok flow diagram sistem Gas Reforming [3]</i> .....	6
<b>Gambar 2. 2</b>	<i>Process Flow Diagram Secondary Reforming</i> .....	7
<b>Gambar 2.3</b>	Skema pertukaran panas pada <i>HP Superheater</i> [9]..	8
<b>Gambar 2. 4</b>	<i>Process Flow Diagram Carbon Monoxide Shift Conversion</i> .....	9
<b>Gambar 2.5</b>	Skema pertukaran panas pada <i>superheater</i> [9] .....	12
<b>Gambar 2. 6</b>	<i>Supervisory control system</i> [6].....	12
<b>Gambar 2.7</b>	Strategi kontrol <i>decentralized</i> pada suatu <i>plant</i> [8]	13
<b>Gambar 3. 1</b>	<i>Flowchart</i> Pengerjaan Tugas Akhir .....	25
<b>Gambar 3.2</b>	Diagram blok sistem pengendalian <i>HP Superheater</i> dan <i>BFW Preheater</i> .....	26
<b>Gambar 3.3</b>	Proses pada <i>temperature transmitter</i> .....	27
<b>Gambar 3.4</b>	Skema strategi kontrol <i>decentralized</i> pada <i>Sistem Gas Reforming</i> .....	33
<b>Gambar 3.5</b>	Diagram blok <i>supervisory control Sistem Gas Reforming</i> .....	34
<b>Gambar 4. 1</b>	Respon <i>open loop HP Superheater</i> .....	40
<b>Gambar 4. 2</b>	Respon <i>open loop HTS</i> .....	41
<b>Gambar 4. 3</b>	Respon <i>open loop feed gas Steam Generator</i> .....	42
<b>Gambar 4. 4</b>	Respon <i>open loop feed water Steam Generator</i> ....	42
<b>Gambar 4. 5</b>	Respon <i>open loop feed gas BFW Preheater</i> .....	43
<b>Gambar 4. 6</b>	Respon <i>open loop feed water BFW Preheater</i> .....	44
<b>Gambar 4. 7</b>	Respon <i>closed loop PI Control HP Superheater</i> ..	45
<b>Gambar 4. 8</b>	Respon <i>closed loop PI Control BFW Preheater</i> ...	46
<b>Gambar 4. 9</b>	Respon <i>closed loop HP Superheater</i> model linier dengan non-linier.....	47
<b>Gambar 4. 10</b>	Respon <i>closed loop BFW Preheater</i> model linear dengan non-linear .....	47
<b>Gambar 4. 11</b>	Respon <i>closed loop Supervisory Predictive Control HP Superheater</i> .....	48

<b>Gambar 4. 12</b> Respon <i>close loop Supervisory Predictive Control</i> <i>BFW Preheater</i> .....	49
<b>Gambar 4. 13</b> Respon uji <i>tracking set point PI</i> vs <i>Supervisory</i> <i>HP Superheater</i> .....	50
<b>Gambar 4. 14</b> Respon uji <i>tracking set point PI</i> vs <i>Supervisory</i> <i>BFW Preheater</i> .....	52
<b>Gambar 4. 15</b> Respon uji <i>noise PI</i> vs <i>Supervisory HP</i> <i>Superheater</i> .....	53
<b>Gambar 4. 16</b> Respon uji <i>noise PI</i> vs <i>Supervisory BFW</i> <i>Preheater</i> .....	54
<b>Gambar 4. 17</b> Respon uji beban naik <i>PI</i> vs <i>Supervisory HP</i> <i>Superheater</i> .....	55
<b>Gambar 4. 18</b> Respon uji beban naik <i>PI</i> vs <i>Supervisory BFW</i> <i>Preheater</i> .....	56
<b>Gambar 4. 19</b> Respon uji beban turun <i>PI</i> vs <i>Supervisory HP</i> <i>Superheater</i> .....	57
<b>Gambar 4. 20</b> Respon uji beban turun <i>PI</i> vs <i>Supervisory BFW</i> <i>Preheater</i> .....	58
<b>Gambar 4. 21</b> Respon laju perubahan laju <i>feedgas</i> HP Superhater saat uji <i>tracking set point</i> .....	61
<b>Gambar 4. 22</b> Respon laju perubahan laju <i>feedwaetr</i> HP Superhater saat uji <i>tracking set point</i> .....	61
<b>Gambar 4. 23</b> Respon laju perubahan laju <i>feedgas</i> HP Superhater saat uji <i>Noise</i> .....	63
<b>Gambar 4. 24</b> Respon laju perubahan laju <i>feedwater</i> BFW Preheater saat uji <i>Noise</i> .....	63
<b>Gambar 4. 25</b> Respon laju perubahan laju <i>feedgas</i> HP Superhater saat uji beban naik .....	64
<b>Gambar 4. 26</b> Respon laju perubahan laju <i>feedwater</i> BFW Preheater saat uji beban naik .....	65
<b>Gambar 4. 27</b> Respon laju perubahan laju <i>feedgas</i> HP Superhater saat uji beban turun.....	66

**Gambar 4. 28** Respon laju perubahan laju *feedwater* BFW  
Preheater saat uji beban turun .....66

*Halaman sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3.1</b> Nilai parameter model waste heat boiler dan hp superheater .....	26
<b>Tabel 3.2</b> Nilai parameter model <i>HTS</i> .....	29
<b>Tabel 3.3</b> Nilai parameter model <i>waste heat boiler</i> dan <i>hp superheater</i> .....	30
<b>Tabel 4. 1</b> Hasil validasi model simulasi dengan <i>real plant</i> .....	39
<b>Tabel 4. 2</b> Hasil perbandingan karakteristik respon pada kondisi normal ( <i>start-up</i> ) .....	59
<b>Tabel 4. 3</b> Hasil pengujian <i>tracking set point</i> naik .....	59
<b>Tabel 4. 4</b> Hasil pengujian <i>tracking set point</i> turun.....	60
<b>Tabel 4. 5</b> Hasil pengujian beban naik.....	60
<b>Tabel 4. 6</b> Hasil pengujian beban turun .....	60
<b>Tabel 4. 7</b> Perhitungan biaya operasional <i>tracking set point</i> .....	62
<b>Tabel 4. 8</b> Perhitungan biaya operasional saat diberikan <i>noise</i> ..	63
<b>Tabel 4. 9</b> Perhitungan biaya operasional saat diberikan beban naik .....	65
<b>Tabel 4.10</b> Perhitungan biaya operasional saat diberikan beban turun .....	67

*Halaman sengaja dikosongkan*



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Sektor pertanian saat ini memiliki peranan yang penting dalam kesejahteraan penduduk Indonesia. Seperti yang disebutkan dalam salah satu sumber, sebagian besar mata pencaharian masyarakat Indonesia merupakan petani [1]. Hal itu pula yang membuat Indonesia disebut dengan negara agraris. Seiring dengan perkembangan dalam sektor pertanian ini, kebutuhan pupuk di Indonesia terus meningkat. Hal ini yang membuat berdirinya PT. Pupuk Kaltim di Kota Bontang, Kalimantan Timur sebagai salah satu penyedia kebutuhan pupuk di Indonesia. PT. Pupuk Kaltim (PKT) merupakan perusahaan yang memproses gas alam menjadi ammonia dan urea yang juga merupakan perusahaan penghasil ammonia dan urea terbesar di Indonesia [2].

Salah satu unit proses pada PT. Pupuk Kaltim adalah unit ammonia. Pada unit tersebut dihasilkan ammonia dan  $\text{CO}_2$ . Kedua bahan baku itulah yang nantinya akan digunakan untuk pembuatan urea. Pupuk urea, disebut juga pupuk nitrogen (N), memiliki kandungan nitrogen 46%. Urea dibuat dari reaksi antara ammonia dengan karbon dioksida dalam suatu proses kimia menjadi urea padat dalam bentuk prill (ukuran 1- 3 mm) atau granul (ukuran 2-4 mm) yang keduanya diproduksi oleh PT. Pupuk Kaltim. urea prill paling banyak digunakan untuk segmen tanaman pangan dan industri, sedangkan Urea granul lebih cocok untuk segmen perkebunan, meskipun dapat juga untuk tanaman pangan [3].

Proses produksi yang optimal merupakan suatu hal yang sangat diharapkan di dalam setiap perusahaan. Apabila proses yang berjalan kurang optimal maka, biaya operasional dan produksi termasuk dari penyediaan bahan baku dan bahan bakar kurang sebanding dengan produk yang dihasilkan. Maka dari itu, setiap tahapan proses akan menentukan hasil akhir sebuah produk. Sehingga, optimalisasi efisiensi proses produksi dan biaya operasi yang ekonomis dibutuhkan. Selain itu kestabilan proses juga perlu dijaga. Sistem kontrol sangat diperlukan untuk menjaga kestabilan

proses produksi. Kelancaran dalam pelaksanaan proses produksi salah satunya ditentukan oleh sistem pengendalian proses. Sistem kontrol PID merupakan sistem pengendalian yang paling banyak digunakan dalam pengendalian di industri. Pengendalian PID dianggap mampu membuat kestabilan proses terjaga [4].

Pemerintah dalam hal ini Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) mengatakan panjangan rantai suplai dan kondisi sumur yang menyebabkan harga gas industri menjadi sangat mahal [5]. Permasalahan tersebut dapat diatasi salah satunya dengan sistem *supervisory control*. *Supervisory control* atau pengendalian berpengawasan merupakan salah satu strategi optimasi kontrol yang dapat mengoptimalkan *operation plant*. *Supervisory control* bekerja dengan menentukan *set point* untuk *regulatory control*. *Set point* didasarkan pada optimasi *objective function* [6]. Salah satu cara yang dapat menjawab permasalahan tersebut adalah dengan menggunakan *supervisory predictive control*. *Supervisory predictive control* bekerja dengan memberikan *set point* yang optimum pada *controller*. Menurut Montazeri dan Hosmandi (2010) hasil dari penggunaan kontrol ini diketahui bahwa proses menjadi lebih stabil dan dapat menghemat bahan bakar sebesar 2% [7]. Widiani (2012) juga menyebutkan *supervisory predictive control* dapat menunjukkan karakteristik yang lebih baik dan menghemat biaya operasional sebesar 2,33% dari pengendalian sebelumnya [8].

Aplikasi *supervisory control* dilakukan dengan mengganti *regulatory control* atau dengan langsung menerapkannya tanpa merubah *regulatory control*. Artinya, *supervisory control* ditambahkan pada sistem yang sudah ada. Penerapan *supervisory control* tanpa merubah *local control* dianggap lebih mudah dan lebih murah untuk suatu sistem proses yang besar [6]. Strategi kontrol tersebut disebut dengan *decentralized*. Strategi kontrol *decentralized* bekerja dengan memberikan *set point* optimal yang didapatkan dari *supervisory control*. *Set point* yang telah didapat, digunakan sebagai *set point* pada *local control*. Oleh karena itu, pada tugas akhir ini akan dirancang *supervisory predictive control* pada sistem *Gas Reforming* Pabrik-5 Unit *Ammonia* PT. Pupuk

Kaltim sebagai optimalisasi proses produksi  $H_2$ ,  $CO_2$  dan meminimalkan biaya operasional dengan memberikan *set point* yang optimal pada *controller*.

### 1.2. Perumusan Masalah

Dari latar belakang di atas maka didapatkan permasalahan-permasalahan sebagai berikut:

- a. Bagaimana merancang struktur kontrol *decentralized* untuk meningkatkan efisiensi penggunaan *feed gas* dan *feed water* pada sistem *Gas Reforming* dan memperkecil *error*.
- b. Bagaimana merancang algoritma *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* melalui perubahan nilai referensi untuk mendapatkan *set point* optimal pada sistem *Gas Reforming*.

### 1.3. Batasan Masalah

Agar lebih terfokus kepada tujuan yang akan dicapai, maka adapun batasan masalah dari Tugas Akhir ini adalah:

- a. Plant yang ditinjau adalah sistem *Gas Reforming* Unit *Ammonia* Pabrik-5 PT. Pupuk Kaltim.
- b. Variabel yang dikontrol adalah temperatur pada *HP Steam Superheater* (TIC-1010) dengan memanipulasi laju aliran *feed gas* yang keluar dari *HP Steam Superheater* (102-C) dan temperatur keluaran *HTS Effluent Steam Generator* (103-C1) yang akan menuju ke *LTS* (TIC-1011) dengan memanipulasi laju aliran *feed water* dari *Boiler Feedwater*.
- c. Pemodelan *plant* dilakukan berdasarkan data proses dan data desain pada sistem *Gas Reforming* Unit *Ammonia* Pabrik-5 PT. Pupuk Kaltim.

### 1.4. Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini adalah merancang algoritma sistem *supervisory predictive control* dan struktur *decentralized* melalui perubahan nilai referensi untuk mendapatkan *set point* optimal dan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan *feed gas* dan *feed water* pada sistem *Gas Reforming* dan memperkecil *error*.

### **1.5. Sistematika Laporan**

Sistematika laporan yang digunakan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

#### **BAB I PENDAHULUAN**

Berisi tentang latar belakang, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan penelitian, dan sistematika laporan.

#### **BAB II DASAR TEORI**

Berisi tentang pengertian dan *sistem gas reforming*, sistem kontrol pada *sistem gas reforming*, *supervisory predictive control* dan perancangannya.

#### **BAB III METODOLOGI**

Berisi tentang pemodelan plant *sistem gas reforming* dan *supervisory predictive control* dengan simulasi pada *software Matlab 2014a*.

#### **BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN**

Berisi tentang analisis hasil perancangan *supervisory predictive control* dibandingkan dengan hasil perancangan kontrol konvensional.

#### **BAB V PENUTUP**

Berisi tentang kesimpulan hasil yang didapatkan setelah dilakukan perancangan *supervisory predictive control* dan saran.

## **BAB II**

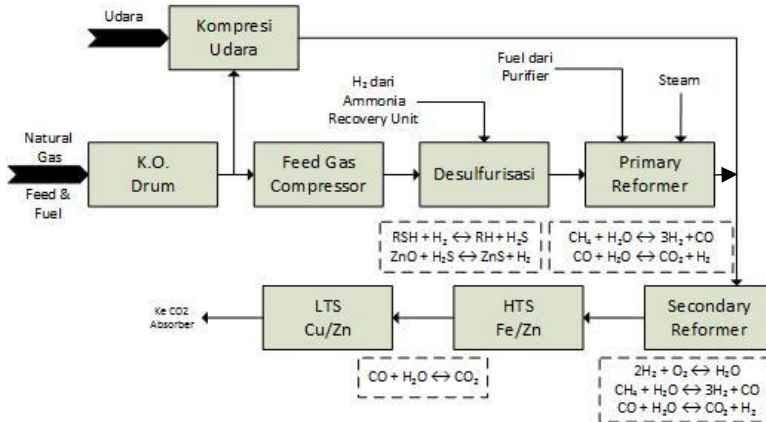
### **DASAR TEORI**

#### **2.1. Sistem Gas Reforming**

Sistem *Gas Reforming* merupakan bagian dari Unit *Ammonia*. Unit *Ammonia* Pabrik- 5 PT. Pupuk Kaltim mempunyai kapasitas 2.500 MTPD *ammonia* pada kondisi normal operasi dengan kapasitas desain 2.700 MTPD. *Ammonia* dan karbon dioksida dari *ammonia plant* akan digunakan sebagai bahan baku untuk urea *plant* yang berada di luar dari *battery limit ammonia plant*. Pada kondisi normal, 1.978 MTPD *hot ammonia* akan dikirim ke urea *plant* dan 522 MTPD *cold ammonia* akan di transfer ke *storage*. Ketika beroperasi pada kondisi 2.700 MTPD maka sebanyak 722 MTPD *cold ammonia* akan di transfer ke *storage*. Kelebihan karbondioksida akan di-*venting*.

Bahan baku utama dari proses produksi *ammonia* adalah gas alam (*natural gas*). Gas alam yang digunakan sebagai umpan berasal dari *battery limit* dengan valve dan aliran by-pass yang diisolasi. Aliran gas alam menjadi fuel atau bahan bakar burner di *primary reformer* pada *radiant section*, sedangkan sebagian lainnya menjadi *feed gas*. *Feed gas* sebanyak 62.452kg/jam dan fuel gas sebanyak 12.922 kg/jam pada temperature 30°C dan tekanan 23,0 – 44 kg.cm<sup>2</sup>.A dialirkan langsung dari *feed gas Knock Out Drum* (174- D). [3]

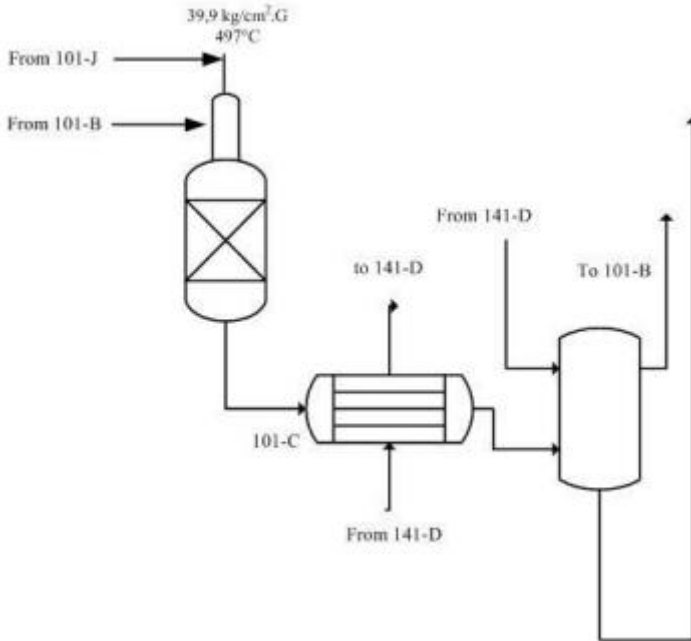
Proses yang ditinjau dan dianalisa adalah proses dari mulai *feed gas compression* sampai dengan HTS dan LTS. Dimana pada proses HTS dan LTS terjadi rekasi antara gas proses dengan katalis yang untuk mengubah karbon monoksida (CO) menjadi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>).



**Gambar 2. 1** Blok flow diagram sistem Gas Reforming [3]

## 2.2. Secondary Reforming

Udara proses yang dikompresi dan dipanaskan pada temperatur sekitar 498°C diumpankan ke *top secondary reformer*, 103-D, pada bagian atas *secondary reformer*, oksigen di udara bereaksi dengan *effluent primary reformer* untuk membentuk oksida karbon dan air sambil membangkitkan panas. Secondary reformer (103-D) adalah sebuah vessel bertekanan yang berisi katalis nikel yang digunakan untuk reaksi secondary reforming dan dilengkapi dengan lining tahan panas dan water jacket pada bagian luarnya. Penahan katalis atau bed support berada di bagian bawah vessel yang khusus dibuat berbentuk kubah, dilengkapi dengan batu tahan api berlubang yang terbuat dari alumina. Keluaran *secondary reformer* mengalir melewati *secondary reformer waste heat boiler* (101-C) merupakan *horizontal single pass shell and tube type heat exchanger*. Kemudian gas tersebut mengalir melewati *HP Steam Superheater* (102-C).



**Gambar 2. 2** *Process Flow Diagram Secondary Reforming*

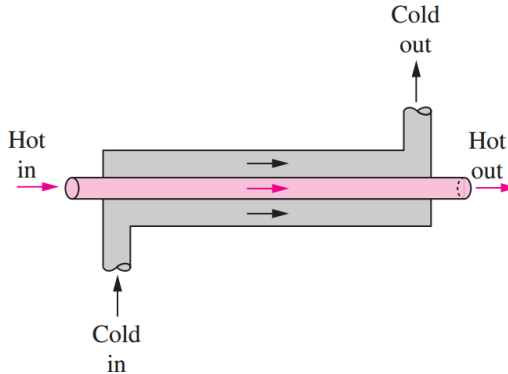
### 2.3. Pemodelan *Secondary Reforming*

Pada proses secondary reforming ini terdapat 3 buah komponen yaitu *secondary reformer*, *waste heat boiler* dan *high pressure steam superheater*. *Secondary reformer* merupakan sebuah reaktor, *waste heat boiler* dan *high pressure steam superheater* merupakan alat penukar panas (*heat exchanger*) tipe *shell and tube*. Dalam pemodelan *secondary reforming* yang dimodelkan hanya *HP Superheater* karena merupakan komponen yang akan dikontrol. Sedangkan dua komponen lain sebelumnya yaitu *secondary reformer* dan *waste heat boiler* dianggap sebagai kuasistatik.

#### 2.3.1. *HP Steam Superheater*

Superheater adalah komponen yang berfungsi untuk memanaskan uap yang dihasilkan oleh steam drum atau semacamnya. Superheater bekerja seperti penukar panas.

Superheater terdiri dari 2 bagian yaitu shell dan tube. Fluida A masuk ke shell dan fluida B akan masuk ke tube. Dari shell dan tube ini akan terjadi pertukaran kalor diantara kedua fluida. Arah aliran pada *shell* dan *tube HP Superheater* ini adalah *parallel flow*.



**Gambar 2.3** Skema pertukaran panas pada *HP Superheater* [9]

Dalam pembahasan sistem kontrol pada *HP Superheater*, terdapat dua hal yang perlu diperhatikan yaitu variabel yang akan dikontrol dan variabel yang akan diubah-ubah dalam rangka menjaga agar variabel yang dikontrol sesuai dengan masukan. Berdasarkan prinsip kerja *Heat Exchanger* yang paling efektif adalah mengambil fluksi panas (jumlah panas yang berpindah antara dua fluida) sebagai variabel yang dikontrol, akan tetapi ini tidak mungkin dilakukan mengingat dalam praktiknya fluksi panas tersebut sulit diukur. Oleh karena itu yang paling mungkin adalah dengan mengontrol temperatur salah satu fluida yang keluar dari *Heat Exchanger*. Sedangkan untuk variabel manipulasi terdapat beberapa pilihan diantaranya yaitu aliran fluida panas yang masuk, aliran fluida dingin yang masuk, aliran fluida panas yang keluar ataupun aliran fluida dingin yang keluar. Untuk persamaan matematis *energy balance* pada *HP Superheater* dapat dituliskan:

$$\frac{dE}{dt} = (H_{in} - H_{out}) + Q(t) \quad (2.1)$$



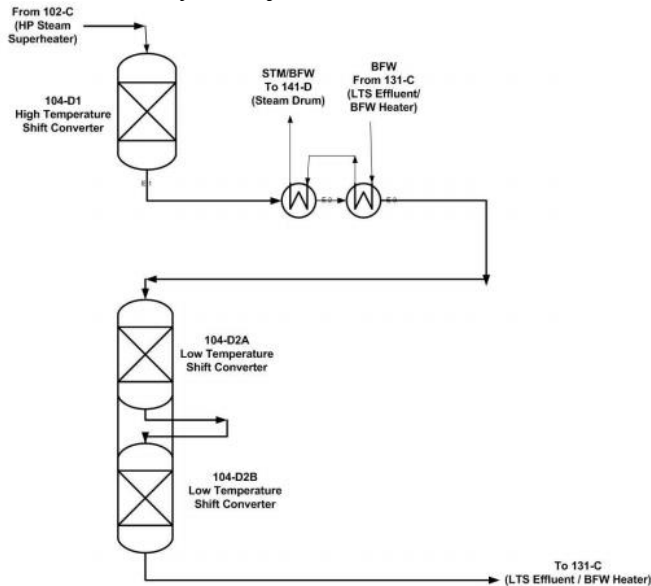
Dimana  $\frac{dE}{dt}$  adalah laju perubahan terhadap waktu dari energi didalam sistem,  $H_{in}$  adalah energi *flow* yang masuk,  $H_{out}$  adalah energi *flow* yang keluar pada sistem dan  $Q(t)$  adalah *heat transfer* dari sistem. luar pada sistem dan  $Q(t)$  adalah *heat transfer* dari sistem. sedangkan persamaan energy dapat dituliskan:

$$H_{in} = \rho C_p F_{in} (T_{in} - T_{ref}) \quad (2.2)$$

$$H_{out} = \rho C_p F_{in} (T_{out} - T_{ref}) \quad (2.3)$$

Dimana,  $F_i$  adalah *flow* yang masuk ke dalam *HP Superheater*,  $T_{in}$  adalah temperatur input fluida,  $T_{out}$  adalah temperatur fluida output, dan  $T_{ref}$  adalah temperatur referensi. [10]

## 2.4. Carbon Monoxyde Shift Conversion



**Gambar 2. 4** *Process Flow Diagram Carbon Monoxide Shift Conversion*

Reaksi pada reformer menghasilkan produk antara lain yaitu karbon monoksida. Karbon monoksida ini akan di ubah menjadi karbon dioksida, dan pada tahap selanjutnya akan dipisahkan dan dikirim untuk menjadi bahan baku urea. Karbon monoksida bereaksi dengan steam untuk mem bentuk jumlah yang ekivalen/sama dengan hydrogen dan carbon dioxide. Kecepatan reaksi  $\text{CO}_2$  shift tergantung dari temperatur tinggi, namun bagaimanapun juga untuk mendapatkan konversi yang maksimum dari CO menjadi  $\text{CO}_2$  (kesetimbangan) tergantung oleh temperatur yang rendah. Suhu rendah akan menyebabkan konstanta keseimbangan naik tetapi kecepatan reaksi menjadi lambat. Oleh karena itu digunakan suhu tinggi untuk mempercepat kecepatan reaksi dan suhu rendah untuk untuk mendapatkan konversi yang maksimum dari CO menjadi  $\text{CO}_2$  (kesetimbangan). Sehingga reaksi ini berlangsung dalam 2 tingkat yaitu HTS (High Temperature Shift) dan LTS (Low Temperature Shift).

High Temperature Shift Converter, HTS (104- D1) dan Low Temperature Shift Converter, LTS (104- D12A/D2B) berisi katalis yang dibutuhkan untuk mengubah karbon monoksida (CO) menjadi karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ). Katalis iron/copper merupakan katalis untuk HTS dan katalis copper/zinc merupakan katalis untuk LTS.

## **2.5. Pemodelan *Carbon Monoxide Shift Conversion***

Terdapat 4 komponen pada tahap *carbon monoxide shift conversion* ini yaitu, 2 komponen reaktor (HTS dan LTS) dan 2 komponen penukar panas (*HTS Effluent Steam Generator* dan *HTS Effluent BFW Preheater*). Dalam hal ini pemodelan dilakukan pada 3 komponen awal yaitu *HTS*, *HTS Effluent Steam Generator* dan *HTS Effluent BFW Preheater*. Sedangkan LTS tidak dimodelkan karena tidak berpengaruh pada sistem yang dikontrol dan juga tidak termasuk dalam *loop* yang dikontrol. Sehingga LTS dianggap sebagai model kuasistatik.

### **2.5.1. HTS**

Di dalam reaktor ini terdapat perubahan temperatur yang menyebabkan reaksi menjadi lebih cepat dan hasil reaksi yang

maksimal. Sehingga dalam pemodelannya menggunakan persamaan kesetimbangan energi pada reaktor dengan asumsi laju aliran *feed gas*, laju reaksi dan volume reaktor yang konstan. Persamaan kesetimbangan energi pada reaktor adalah [11]:

$$V \frac{dT}{dt} = F(T_{in} - T_{out}) - r \quad (2.4)$$

$V$  : volume reaktor ( $m^3$ )

$F$  : Volumetric flow rate feed gas ( $m^3/hr$ )

$T_{in}$  : Temperatur flow rate feed gas masuk (K)

$T_{out}$  : Temperatur flow rate feed gas keluar (K)

$r$  : laju reaksi,  $\left( r = \frac{\Delta H}{\rho C_p V} \right)$

### 2.5.2. Steam Generator dan BFW Preheater

Steam generator dan bfw preheater merupakan alat penukar panas atau *heat exchanger* tipe *shell and tube*. Dua komponen penukar panas ini memiliki jenis yang sama. Arah aliran pada kedua alat penukar panas ini adalah *parallel flow*. Digunakan persamaan kesetimbangan energi sebagai model untuk komponen tersebut. Sehingga digunakan persamaan seperti berikut [10]:

$$M_c C_c (T_{co} - T_{ci}) = M_h C_h (T_{ho} - T_{hi}) \quad (2.5)$$

$M_c$  : Massa air dingin (kg)

$C_c$  : Kapasitas dingin (kcal/kg.K)

$T_{co}$  : Suhu air dingin yang keluar (K)

$T_{ci}$  : Suhu air dingin yang masuk (K)

$M_h$  : Massa air panas (kg)

$C_h$  : Kapasitas panas (kcal/kg.K)

$T_{ho}$  : Suhu air panas yang keluar (K)

$T_{hi}$  : Suhu air panas yang masuk (K)

Dengan asumsi nilai kapasitas spesifik fluida dingin ( $C_c$ ) dan panas ( $C_h$ ) konstan, tidak ada kehilangan panas ke lingkungan serta keadaan steady state, maka panas yang dipindahkan:

$$q = UAT_{AMTD} \quad (2.6)$$

$q$  : perubahan panas (K)

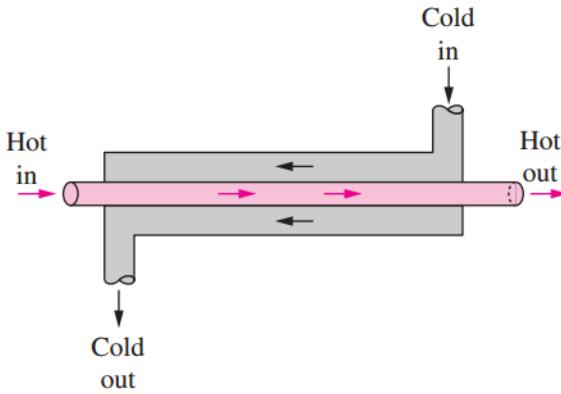
$U$  : koefisien panas secara keseluruhan (kcal/s.m<sup>2</sup>K)

$A$  : Luas perpindahan panas

$T_{AMTD}$ : Arithmetic Mean Temperature Difference

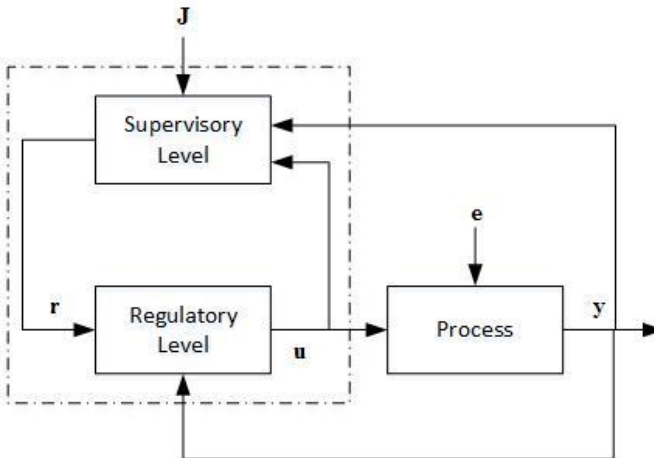
Dimana,

$$T_{AMTD} = \frac{(T_{hi} - T_{ho})}{2} - \frac{(T_{ci} - T_{co})}{2} \quad (2.7)$$



**Gambar 2.5** Skema pertukaran panas pada *superheater* [9]

## 2.6. Supervisory Control



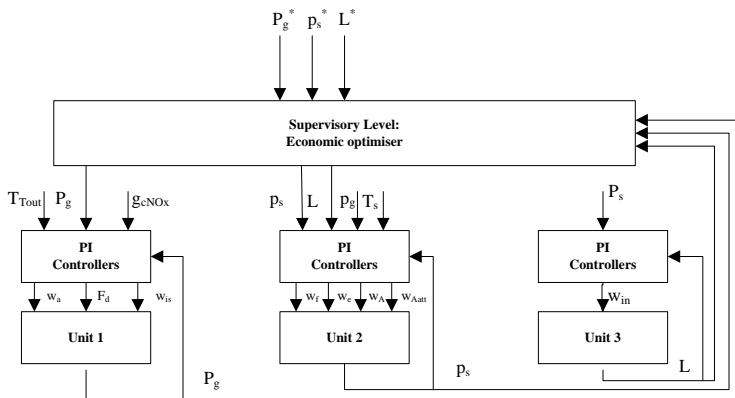
**Gambar 2. 6** Supervisory control system [6]

*Supervisory Control* atau pengendalian berpengawasan merupakan salah satu strategi optimasi kontrol yang dapat mengoptimalkan *operation plant*. *Supervisory control* bekerja dengan menentukan *set point* untuk *regulatory control*. Set point didasarkan pada optimasi *objective function* yang mana *objective function* tersebut merepresentasikan *plant profit*, *operational cost*, *energy consumption* dan *tracking error*.

Dari diagram di atas menunjukkan bahwa *regulatory level* diperbaiki. *Supervisory level* memberikan *set point* ( $r$ ) untuk *regulatory level*, *set point* ( $r$ ) didapatkan dari optimasi *objective function* ( $J$ ), hasil pengukuran variabel manipulasi ( $u$ ) dan hasil pengukuran proses variabel ( $y$ ).

## 2.7. Supervisory Predictive Control dengan Struktur Decentralized

Sistem *supervisory predictive control* pada suatu *plant* memungkinkan *kontroller* menentukan *set point* yang optimal untuk proses yang dikendalikan. Struktur kontrol *decentralized* akan memberikan *set point* untuk sistem kontrol PI pada *plant* tersebut. Sistem *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* akan memberikan *set point* optimal pada kontrol PI yang kemudian akan dikirim lagi pada unit yang di kendalikannya.



**Gambar 2.7** Strategi kontrol *decentralized* pada suatu *plant* [8]

Pada model sistem *supervisory predictive control* dengan struktur centralized yang diajukan oleh D. Saez dan A. Cipriano (2003) sebagaimana ditunjukkan oleh gambar 2.5, elemen economic optimizer memberikan sinyal kontrol optimal secara langsung pada unit yang dikendalikannya, yaitu unit 1 dan unit 2.

Sistem kontrol PI yang diberikan *set point* oleh *supervisory predictive control* adalah sistem kontrol yang mengendalikan variabel proses yang memiliki *manipulated variable* yang memiliki nilai ekonomis, sehingga variabel yang berkaitan perlu diminimalkan. Pada sistem diatas variabel yang dikontrol adalah daya output Unit 1, tekanan *superheater* Unit 2, serta *level drum* Unit 2. Variabel tersebut dikendalikan karena memanipulasi  $F_d$  yaitu laju aliran *fuel* yang menuju Unit 1, sedangkan pada Unit 2 variabel yang diminimalkan adalah aliran *fuel* dan *feedwater* yang menuju Unit 2.

Variabel proses yang tetap dikontrol oleh sistem kontrol PI memiliki *manipulated variable* proses yang tidak memiliki nilai ekonomis. Minimalisasi *manipulated variable* tersebut tidak akan berdampak pada penghematan ekonomi sistem sehingga elemen *economic optimizer* tidak perlu diberikan *set point* prediksi pada sistem kontrolnya.

Prinsip kerja *supervisory control predictive* adalah meminimalkan fungsi kriteria. Fungsi kriteria *supervisory control predictive* adalah kuadrat dari *error* output prediksi dan perubahan *set point*. Sehingga fungsi kriteria total diminimalkan oleh sistem *supervisory control predictive* dengan struktur *decentralized* ini adalah:

$$\begin{aligned}
 Jcr = & \left( C_{rPg} \sum_{j=1}^N (\hat{p}_g(t+j) - P_g^*)^2 + \lambda_{FD} \sum_{i=1}^N \Delta F_d^2(t+i-1) \right) \\
 & + \left( C_{rPs} \sum_{j=1}^N (\hat{p}_s(t+j) - P_s^*)^2 + \lambda_{wf} \sum_{i=1}^N \Delta w_f^2(t+i-1) \right) \\
 & + \left( C_{rL} \sum_{j=1}^N (\hat{L}(t+j) - L^*)^2 + \lambda_{we} \sum_{i=1}^N \Delta w_e^2(t+i-1) \right)
 \end{aligned} \tag{2.8}$$

Dengan  $\hat{p}_g(t+j)$  prediksi output daya unit 1,  $\hat{p}_s(t+j)$  prediksi output tekanan uap superheated,  $\hat{L}(t+j)$  prediksi output level drum.  $C_r$  merupakan faktor harga pengendalian, dan  $\lambda$  adalah faktor bobot pengendalian. Set point daya gas turbin  $P_g^*$ , tekanan uap  $P_s^*$ , dan level drum  $L^*$  bernilai konstan dan ditentukan berdasarkan kriteria operasional.

Sistem kontrol prediktif akan meminimalkan perubahan sinyal kontrol pada manipulated variabel. Dengan meminimalkan perubahan variabel manipulasi maka konsumsi dari fuel Unit 1, fuel dan feedwater Unit 2 akan minimal.

$$J_{cf} = \sum_{i=1}^N C_F F_d(t+i-1) + \sum_{i=1}^N C_f w_f(t+i-1) + \sum_{i=1}^N C_e w_e(t+i-1) \quad (2.9)$$

Dengan  $C_F$  merupakan harga fuel gas Unit 1,  $C_f$  harga fuel Unit 2, dan  $C_e$  merupakan harga feedwater dalam satuan rupiah per kilogram. Sedangkan  $CF$  adalah biaya operasional tetap.

Plant yang dikendalikan oleh saez berbeda dengan sistem gas reforming yang akan dikendalikan dengan sistem prediktif kontrol. Namun filosofinya, sistem kontrol dan pemilihan variable yang dirubah sistem kendalinya sama seperti yang telah dijelaskan Saez pada sistem diatas.

## 2.8. Desain Komponen-komponen *Supervisory Control*

Komponen-komponen *supervisory control* yang dibutuhkan dalam perancangan sistem prediksi pada *supervisory predictive control* adalah model proses dan model *controller*.

### 2.8.1. Model Proses dan Model Prediksi

Salah satu elemen penting di algoritma *predictive control* adalah model proses. Model proses menentukan ketepatan prediksi yang dihasilkan oleh sistem. Model proses adalah model linear dari proses yang akan dikendalikan. Secara umum model proses berupa model *state space* diskrit linier sebagai berikut [12]:

$$\underline{x}(k+1) = \underline{A}x(k) + \underline{B}u(k) \quad (2.10)$$

$$\underline{y}(k) = \underline{C}\underline{x}(k) \quad (2.11)$$

Dengan:

$\underline{u}(k)$  = vektor masukan berdimensi- $l$

$\underline{x}(k)$  = vektor keadaan berdimensi- $n$

$\underline{y}(k)$  = vektor keluaran berdimensi- $m$

$\underline{A}$  = matriks keadaan berdimensi  $n \times n$

$\underline{B}$  = matriks masukan berdimensi  $n \times l$

$\underline{C}$  = matriks keadaan berdimensi  $m \times n$

## 2.9. Variabel Prediksi

Setelah model ruang keadaan diskrit linear dari sinyal diperoleh, selanjutnya perhitungan prediksi dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \begin{bmatrix} \hat{\underline{x}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \hat{\underline{x}}(k+Hu|k) \\ \hat{\underline{x}}(k+Hu+1|k) \\ \vdots \\ \hat{\underline{x}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} &= \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{A} \\ \vdots \\ \underline{A}^{Hu} \\ \underline{A}^{Hu+1} \\ \vdots \\ \underline{A}^{Hp} \end{bmatrix}}_{\underline{\Psi}} \underline{x}(k) + \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{B} \\ \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hu-1} \underline{A}^i \underline{B} \\ \sum_{i=0}^{Hu} \underline{A}^i \underline{B} \\ \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hp-1} \underline{A}^i \underline{B} \end{bmatrix}}_{\underline{\Gamma}} \underline{u}(k-1) \\
 &\quad \underbrace{\hspace{10em}}_{\text{Lampau}} \\
 + \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{B} & \cdots & \underline{0}_{n \times l} \\ \underline{AB} + \underline{B} & \cdots & \underline{0}_{n \times l} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hu-1} \underline{A}^i \underline{B} & \cdots & \underline{B} \\ \sum_{i=0}^{Hu} \underline{A}^i \underline{B} & \cdots & \underline{AB} + \underline{B} \\ \vdots & \vdots & \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hp-1} \underline{A}^i \underline{B} & \cdots & \sum_{i=0}^{Hu} \underline{A}^i \underline{B} \end{bmatrix}}_{\underline{\Theta}} \begin{bmatrix} \underline{\Delta \hat{u}}(k) \\ \vdots \\ \underline{\Delta \hat{u}}(k+Hu-1) \end{bmatrix} \\
 &\quad \underbrace{\hspace{10em}}_{\text{prediksi}} \quad (2.12)
 \end{aligned}$$



Sedangkan persamaan prediksi untuk keluaran sistem adalah:

$$\begin{bmatrix} \underline{\hat{y}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{y}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{C} & \underline{0}_{m \times n} & \cdots & \underline{0}_{m \times n} \\ \underline{0}_{m \times n} & \underline{C} & \cdots & \underline{0}_{m \times n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \underline{0}_{m \times n} & \underline{0}_{m \times n} & \cdots & \underline{C} \end{bmatrix}}_{\underline{C}_y} \begin{bmatrix} \underline{\hat{x}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{x}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} \quad (2.13)$$

## 2.10. Strategi Kontrol Prediktif

Fungsi kriteria yang akan diminimumkan merupakan fungsi kuadrat yang dapat ditulis sebagai berikut:

$$V(k) = \|\underline{Y}(k) + \underline{T}(k)\|_{\underline{Q}}^2 + \|\underline{\Delta r}(k)\|_{\underline{R}}^2 \quad (2.14)$$

Dimana:

$V(k)$  = fungsi kriteria

$\underline{Y}(k)$  = matriks keluaran terprediksi

$\underline{T}(k)$  = matriks sinyal acuan (trajectory)

$\underline{\Delta r}(k)$  = perubahan sinyal kendali

Dengan,

$$\underline{Y}(k) = \begin{bmatrix} \underline{\hat{y}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{y}}(k+Hp|k) \end{bmatrix}$$

$$\underline{T}(k) = \begin{bmatrix} t(k+1|k) \\ \vdots \\ t(k+Hp|k) \end{bmatrix}$$

$$\underline{\Delta r}(k) = \begin{bmatrix} \underline{\hat{r}}(k|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{r}}(k+Hu-1|k) \end{bmatrix}$$

Dengan matriks faktor bobot  $\underline{Q}$  dan  $\underline{R}$  adalah sebagai berikut:

$$\underline{Q} = \begin{bmatrix} Q(1) & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & Q(Hp) \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

$$\underline{R} = \begin{bmatrix} R(1) & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & R(Hu-1) \end{bmatrix} \quad (2.16)$$

Dari bentuk persamaan diatas dapat dilihat bahwa vektor kesalahan(error)  $\underline{Y}(k)-\underline{T}(k)$  diperhitungkan pada tiap pencuplikan dalam rentang prediction horizon. Namun perhitungan tersebut bisa diatur dengan membuat nilai pembobotan menjadi 0 saat waktu yang di inginkan datang. Selain vektor kesalahan, fungsi kriteria juga memperhitungkan perubahan dari vektor masukan yang hanya terjadi dalam rentang waktu *control horizon*.

Berdasar persamaan 2.12 dan 2.13 maka matriks  $Y(k)$  dapat ditulis dalam bentuk:

$$Y(k) = C_y \Psi x(k) + C_y \Gamma r(k-1) + C_y \Theta \Delta r(k) \quad (2.17)$$

Selain matriks-matriks diatas, didefinisikan juga suatu matriks penjejakan kesalahan  $E(k)$ , yaitu selisih antara nilai trajektori acuan yang akan datang dengan tanggapan bebas dari sistem. Tanggapan bebas adalah tanggapan yang terjadi pada rentang prediction horizon jika tidak ada perubahan nilai masukan. Persamaan matematis dari matriks  $E(k)$  adalah:

$$E(k) = T(k) - C_y \Psi x(k) - C_y \Gamma r(k-1) \quad (2.18)$$

Persamaan 2.14 kemudian dapat ditulis kembali dalam bentuk yang mengandung matriks  $E(k)$  dan  $\Delta r(k)$  sebagai berikut:

$$\begin{aligned} V(k) &= \left\| \underline{C}_y \Theta \underline{\Delta r}(k) - \underline{E}(k) \right\|_{\underline{Q}}^2 + \left\| \underline{\Delta r}(k) \right\|_{\underline{R}}^2 \\ V(k) &= \left[ \underline{\Delta r}^T(k) \Theta^T \underline{C}_y^T - \underline{E}^T(k) \right] \underline{Q} \left[ \underline{C}_y \Theta \underline{\Delta r}(k) - \underline{E}(k) \right] + \underline{\Delta r}^T(k) \underline{R} \underline{\Delta r}(k) \\ V(k) &= \underline{E}^T(k) \underline{Q} \underline{E}(k) - \underline{\Delta r}^T(k) 2 \Theta^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{E}(k) + \underline{\Delta r}^T(k) \left[ \Theta^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{C}_y \Theta + \underline{R} \right] \underline{\Delta r}(k) \end{aligned} \quad (2.19)$$

Pada persamaan 2.19 bagian  $\underline{c}_1$  adalah bagian yang konstan karena tidak ada elemen  $\Delta r(k)$ . Oleh karena itu  $\underline{c}_1$  bisa dianggap konstan dan tidak diikuti sertakan dalam proses optimasi. Persamaan 2.19 dapat ditulis kembali menjadi:

$$V(k) = c_1 - \underline{\Delta r}^T(k)\underline{G} + \underline{\Delta r}^T(k)\underline{H}\underline{\Delta r}(k) \quad (2.20)$$

Nilai optimal  $\Delta r(k)$ . dapat diperoleh dengan membuat gradient  $V(k)$  bernilai nol. Gradien  $V(k)$  dari persamaan 2.20 adalah:

$$\nabla_{\Delta r(k)} V(k) = -\underline{G} + 2\underline{H}\underline{\Delta r}(k) \quad (2.21)$$

Dengan membuat nol nilai  $\nabla_{\Delta r(k)} V(k)$ , maka persamaan untuk mendapatkan  $\Delta r(k)$  maksimal adalah:

$$r(k) = \frac{1}{2} \underline{H}^{-1} \underline{G} \quad (2.22)$$

Setelah nilai matriks  $\Delta r(k)$  didapatkan, maka nilai yang digunakan untuk mengubah sinyal kendali hanya nilai dari baris pertama matriks  $\Delta r(k)$  sedangkan nilai dari baris yang lain dari matriks  $\Delta r(k)$  dibuang.

Dalam kenyataannya, setiap sistem *real plant* di industri memiliki nilai batasan proses yang disebut *constraints*. Untuk sistem kontrol, besar *amplitude* sinyal kontrol dan *slew rate* sinyal kontrol dapat dianggap sebagai *constraints*. Pada umumnya amplitudo sinyal kontrol yang digunakan untuk menggerakkan final kontrol di *real plant* bernilai 4-20 mA atau 0-5 volt.

Persamaan *constraints* untuk *amplitude* dan *slew rate* sinyal kontrol berturut-turut adalah:

$$Fr(k) \leq f \quad (2.23)$$

$$E \Delta r(k) \leq e \quad (2.24)$$

Amplitudo sinyal kontrol memiliki nilai maksimum dan minimum, sehingga

$$r_{\min} \leq r(k) \leq r_{\max} \quad (2.25)$$

yang juga dapat dinyatakan sebagai berikut

$$-r(k) \leq -r_{\min} \quad (2.26)$$

$$r(k) \leq r_{\max} \quad (2.27)$$

Karena algoritma MPC bekerja dengan menghitung nilai optimal perubahan sinyal kendali  $\Delta r(k)$ , maka khusus pertidaksamaan yang menyatakan amplitude sinyal kontrol harus diubah menjadi bentuk yang mengandung  $\Delta r(k)$  sebagai berikut:

$$-F' \Delta r(k) \leq r(k) \leq r_{\min} + F_1 r(k-1) \quad (2.28)$$

$$F' \Delta r(k) \leq r(k) \leq r_{\max} + F_1 r(k-1) \quad (2.29)$$

Dimana:

$$\underline{F'} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 1 & 1 & 0 & \cdots & 0 \\ 1 & 1 & 1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & 1 & 1 & \cdots & 1 \end{bmatrix}_{Hu \times Hu} \quad (2.30)$$

$$\underline{F_1} = \begin{bmatrix} 1 \\ \vdots \\ 1 \end{bmatrix}_{Hu \times 1} \quad (2.31)$$

Dengan demikian, persamaan *constraints* untuk *amplitude* maupun *slew rate* sinyal kontrol dapat dinyatakan:

$$\begin{bmatrix} -\underline{F'} \\ \underline{F'} \\ \underline{E} \end{bmatrix} \overline{\Delta r(k)} \leq \begin{bmatrix} -\underline{r}_{\min} + \underline{F_1}r(k-1) \\ \underline{r}_{\max} + \underline{F_1}r(k-1) \\ \underline{e} \end{bmatrix} \quad (2.32)$$

Vektor tersebut selanjutnya digunakan pada perhitungan nilai optimal perubahan *set point*  $\Delta r(k)_{opt}$  menggunakan *quadratic programming*.

*Halaman sengaja dikosongkan*

## BAB III METODOLOGI

### 3.1. Alur Penelitian

Pada bab ini akan dijelaskan metodologi penelitian yang dilaksanakan pada Tugas Akhir ini. Metodologi yang dilaksanakan dijelaskan melalui tahap-tahap berikut:

a. *Study Literature*

Sebelum dilakukan pengerjaan tugas akhir ini dilakukan *study literature* mengenai proses *plant* yang akan dimodelkan dan dirancang sistem kontrolnya, *mass* dan *energy balance process modelling*, linierisasi *non-linier plant* dan *supervisory predictive control*.

b. *Analisa Plant*

*Analisa plant* dilakukan untuk mengetahui komponen proses yang memiliki potensi membutuhkan energi dan biaya operasi yang tinggi sehingga bisa untuk dilakukan optimalisasi kontrol untuk menekan permasalahan tersebut.

c. *Pengambilan Data*

Data yang diambil merupakan data desain dari masing-masing komponen proses yang meliputi kontroler, aktuator dan *plant*. Yang mana data tersebut akan digunakan untuk mendapatkan model *plant*. Selain itu diambil pula data-data seperti P&ID, PFD dan *material balance*.

d. *Pemodelan Plant*

Data yang telah diambil kemudian digunakan untuk memodelkan *plant* yang akan dilakukan optimalisasi. Pemodelan yang akan dipakai adalah dengan menggunakan *mass and energy balance equation*. Dari model yang telah didapatkan maka selanjutnya akan dilakukan simulasi pada *software Matlab*.

e. *Validasi Pemodelan*

Untuk memastikan model yang dibuat dapat merepresentasikan *plant* yang sesungguhnya, maka dilakukan validasi dengan menggunakan data pengukuran proses pada saat kondisi normal dan mantap.

f. Perancangan Algoritma *Supervisory Control*

Pada perancangan *supervisory predictive control* ada dua tahapan. Yang pertama adalah melakukan linearisasi plant dan yang kedua menentukan matriks prediksi dari hasil linierisasi.

g. Uji Performansi

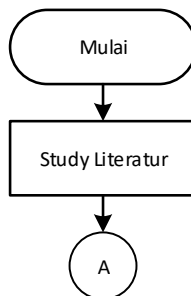
Untuk dapat mengetahui performansi dari sistem kontrol yang telah dirancang, maka dilakukan berbagai pengujian terhadap sistem kontrol yang telah dibuat, pengujian yang dilakukan yaitu uji *tracking set point* dan uji terhadap gangguan. Uji *tracking set point* dilakukan dengan memberikan *set point* naik dan *set point* turun pada waktu tertentu.

h. Analisa Data

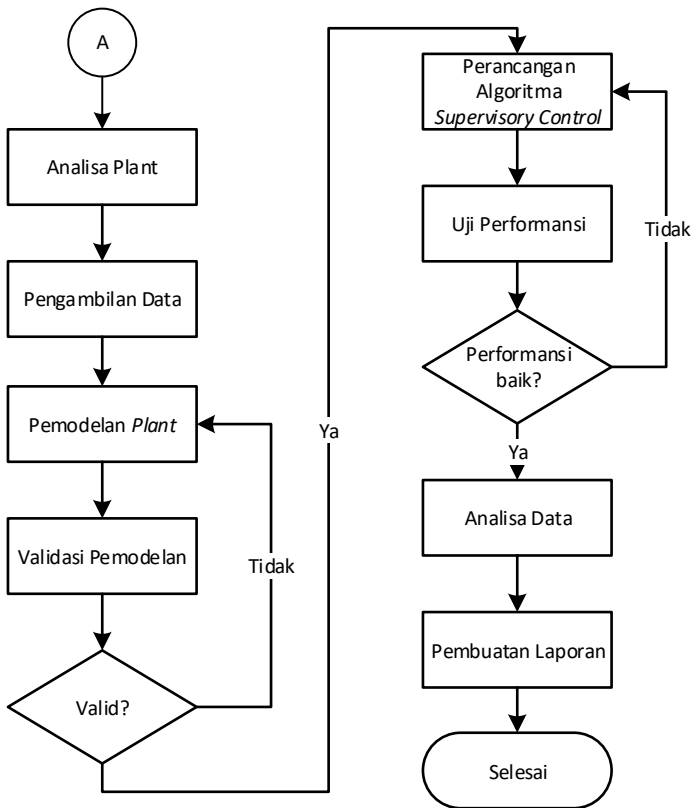
Analisa data yang dilakukan merupakan analisa respon yang meliputi *maximum overshoot*, *error steady state* dan *settling time*. Selanjutnya dilakukan perbandingan respon sistem setelah dan sesudah dirancang *supervisory predictive control*. Dan yang terakhir analisa perhitungan biaya operasi. Biaya operasi dianalisa berdasarkan *flow feed gas* yang dipakai pada *HP Superheater* dan *flow feed water* yang dipakai pada proses *BFW Preheater*.

i. Pembuatan Laporan

Penyusunan Laporan Tugas akhir merupakan pembukuan serta dokumentasi dari semua langkah yang telah ditempuh dalam mengerjakan tugas akhir berupa sebuah tulisan ilmiah. *Flowchart* pengerjaan tugas akhir ditunjukkan pada Gambar 3.1.



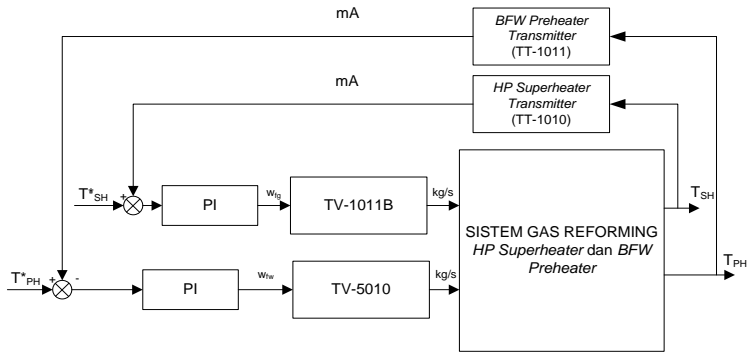




**Gambar 3. 1** *Flowchart* Pengerjaan Tugas Akhir

### 3.2. Sistem Pengendalian Sistem Gas Reforming

Gambar 3.2 menggambarkan tentang proses pengendalian pada *HP Superheater* dan *Steam Generator*. Temperatur pada *HP Steam Superheater* (TV-5010) dikendalikan dengan memanipulasi laju aliran *feed gas* yang keluar dari *HP Steam Superheater* (102-C) dan temperatur keluaran *HTS Effluent Steam Generator* (103-C1) yang akan menuju ke *LTS* (TV-1011) dikendalikan dengan memanipulasi laju aliran *feed water* dari *Boiler Feedwater*.



**Gambar 3.2** Diagram blok sistem pengendalian *HP Superheater* dan *BFW Preheater*

### 3.3. Pemodelan *Secondary Reforming*

Pemodelan *secondary reforming* merupakan penurunan rumus berdasarkan data yang telah didapatkan. Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, pemodelan *secondary reforming* hanya pada alat penukar panas *HP Superheater*.

#### 3.3.1. *HP Superheater*

Dalam kondisi setimbang dari persamaan (2.1), (2.2) dan (2.3) perubahan suhu pada dan *HP Superheater* dapat dirumuskan:

$$\frac{d(\rho C_p V (T_{SH} - T_{ref}))}{dt} = \rho C_p F_{in} (T_{SH\_in} - T_{ref}) - \rho C_p F_{in} (T_{SH} - T_{ref}) + Q(t) \quad (3.1)$$

$$\rho C_p V \frac{dT_{SH}}{dt} = \rho C_p F_{in} T_{SH\_in} - \rho C_p F_{in} T_{SH} - Q(t) \quad (3.2)$$

$$\frac{dT_{SH}}{dt} = \frac{F_{in}}{V} (T_{SH\_in} - T_{SH}) - \frac{Q(t)}{\rho C_p V} \quad (3.3)$$

Parameter-parameter yang digunakan dalam pemodelan *waste heat boiler* ditunjukkan pada tabel 3.2.

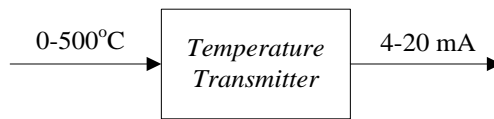
**Tabel 3.1** Nilai parameter model *waste heat boiler* dan *hp superheater*

Parameter	Simbol	Nilai
Laju fluida panas masuk	$F_{in}$	10,36 m <sup>3</sup> /s
Volume feed gas	$V$	30 m <sup>3</sup>
Steam Generated	$Q(t)$	35,005 kcal/s.m <sup>2</sup> .K

Temperatur <i>feed gas in</i>	$T_{SH\ in}$	396,3 °C
-------------------------------	--------------	----------

### 3.3.2. Temperature Transmitter *HP Superheater* (TT-1010)

Dalam menentukan temperatur keluaran gas proses dibutuhkan sebuah sensor temperatur. Pada *HP Superheater* ini sensor yang digunakan adalah *thermocouple* tipe K yang terbuat dari bahan *stainless-steel* (MgO) dengan range input temperature 0-500°C. Output transmitter menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.



**Gambar 3.3** Proses pada *temperature transmitter*

Model matematis dari *temperature transmitter* ini berdasarkan perbandingan temperatur terukur dengan temperatur fluida yang dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{G_T}{\tau_c s + 1} \quad (3.4)$$

Untuk menghitung gain tranmitter ( $G_T$ ) menggunakan persamaan berikut:

$$G_T = \frac{\text{Span sinyal output}}{\text{Span sinyal input}} \quad (3.5)$$

Dimana:

$T_o(s)$  : Temperatur terukur (mA)

$T_i(s)$  : Temperatur fluida (K)

$G_T$  : Gain transmitter

$\tau_c$  : Time constant transmitter = 0,2 detik

$$G_T = \frac{20-4 \text{ mA}}{773-273 \text{ K}} = 0,032 \quad (3.6)$$

Dari perhitungan di atas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{0,032}{0,2s+1} \quad (3.7)$$

### 3.3.3. Control Valve *HP Superheater* (TV-5010)

Untuk mendapatkan model matematis *control valve*, dapat didekati dengan sistem orde satu, yaitu:

$$\frac{\dot{M}_v(s)}{U(s)} = \frac{K_{cv}}{\tau_{cv}s+1} \quad (3.8)$$

Dimana:

$\dot{M}_v(s)$  : manipulated variable

$U(s)$  : sinyal masukan control valve

$K_{cv}$  : gain total control valve

$\tau_{cv}$  : time constant control valve

Untuk perhitungan gain total control valve dapat dihitung dengan persamaan:

$$K_{cv} = G_v \times G_\tau \quad (3.9)$$

Dimana  $G_v$  merupakan gain control valve, dapat dihitung dengan persamaan:

$$G_v = \frac{\text{Laju Aliran Feed Max}}{\Delta \text{Pressure inlet}} \quad (3.10)$$

Dan  $G_\tau$  adalah gain I/P (sinyal pneumatic):

$$G_\tau = \frac{\Delta \text{Pressure inlet}}{\Delta \text{Arus outlet}} \quad (3.11)$$

Sedangkan untuk  $\tau_{cv}$  dapat dihitung dengan rumus:

$$\tau_{cv} = T_v(\Delta V + R_v) \quad (3.12)$$

Dengan

$T_v$  : waktu stroke penuh (1,3 detik)

$R_v$  : perbandingan konstanta waktu inheren terhadap waktu stroke (untuk diafragma,  $R_v = 0,03$ )

$$\Delta V = \frac{\text{aliran maximum} - \text{aliran minimum}}{\text{aliran maximum}}$$

Sehingga dari persamaan-persamaan di atas:

$$G_v = \frac{10,7 \text{ m}^3/\text{s}}{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2} = 3,057 \quad (3.13)$$

$$G_\tau = \frac{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2}{20-4 \text{ mA}} = 0,21875 \quad (3.14)$$

$$K_{cv} = 3,057 \times 0,21875 = 0,66875 \quad (3.15)$$

$$\Delta V = \frac{10,7 \text{ m}^3/\text{s}}{10,7 \text{ m}^3/\text{s}} = 1 \quad (3.16)$$

$$\tau_{cv} = 1,3(1 + 0,03) = 1,339 \quad (3.17)$$

Dari hasil perhitungan di atas, pemodelan matematis *control valve* dapat ditulis:

$$\frac{\dot{M}_v(s)}{U(s)} = \frac{0,66875}{1,339s+1} \quad (3.18)$$

### 3.4. Pemodelan *Carbon Monoxide Shift Converter*

Pemodelan *CO Shift Converter* dilakukan dengan penurunan rumus berdasarkan data yang telah didapatkan. Pemodelan *CO Shift Converter* meliputi pemodelan komponen reaktor HTS dan dua komponen penukar panas (*HTS Effluent Steam Generator* dan *HTS Effluent BFW Preheater*).

#### 3.4.1. HTS

*High Temperature Shift Converter (HTS)* merupakan reaktor sehingga didekati dengan model persamaan diabatik reaktor. Sehingga HTS dapat dimodelkan berdasarkan penurunan dari persamaan (2.4), sehingga:

$$V \frac{dT_{HTS}}{dt} = F(T_{HTS\_in} - T_{HTS}) - r \quad (3.19)$$

$$\frac{dT_{HTS}}{dt} = \frac{F}{V}(T_{HTS\_in} - T_{HTS}) - \frac{\Delta H}{\rho C_p V} \quad (3.20)$$

**Tabel 3.2** Nilai parameter model *HTS*

Parameter	Simbol	Nilai
Volume reaktor	$V$	170 m <sup>3</sup>
<i>Volumetric flow rate</i> total	$F$	10,36 m <sup>3</sup> /s
Temperatur masuk	$T_{HTS\_in}$	365°C

Laju reaksi	$r$	21,1
Enthalpy	$\Delta H$	-9,8 kJ
Density	$\rho$	6,9 kg/m <sup>3</sup>
Heat capacity	$C_p$	0.4767 kJ/kg. °C

### 3.4.2. Steam Generator dan BFW Preheater

Dalam kondisi setimbang dari persamaan (2.3) dan (2.4) perubahan suhu pada dan *HP Superheater* dapat dirumuskan:

4. Untuk fluida panas

$$\rho_H C_H V_H \frac{dT_2}{dt} = \rho_H C_H F_H (T_1 - T_2) - UA \left( \frac{(T_1 + T_2)}{2} - \frac{(T_3 + T_{SH})}{2} \right) \quad (3.21)$$

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{F_H}{V_H} (T_1 - T_2) - \frac{UA}{\rho_H C_H V_H} \left( \frac{(T_1 + T_2)}{2} - \frac{(T_3 + T_{SH})}{2} \right) \quad (3.22)$$

5. Untuk fluida dingin

$$\rho_c C_c V_c \frac{dT_{SH}}{dt} = \rho_c C_c F_c (T_3 + T_{SH}) + UA \left( \frac{(T_1 + T_2)}{2} - \frac{(T_3 + T_{SH})}{2} \right) \quad (3.23)$$

$$\frac{dT_{SH}}{dt} = \frac{F_c}{V_c} (T_3 - T_{SH}) + \frac{UA}{\rho_c C_c V_c} \left( \frac{(T_1 + T_2)}{2} - \frac{(T_3 + T_{SH})}{2} \right) \quad (3.24)$$

Parameter-parameter yang digunakan dalam pemodelan *waste heat boiler* ditunjukkan pada tabel 3.3.

**Tabel 3.3** Nilai parameter model *waste heat boiler* dan *hp superheater*

Parameter	Simbol	Nilai	
		BFW Preheater	Steam Generator
Laju fluida panas masuk	$F_H$	10,58 m <sup>3</sup> /s	10,58 m <sup>3</sup> /s
Volume fluida panas	$V_H$	30,20 m <sup>3</sup>	14,97 m <sup>3</sup>
Densitas fluida dingin	$\rho_H$	14,38 kg/m <sup>3</sup>	11,17 kg/m <sup>3</sup>
Kalor spesifik fluida panas	$C_H$	0,4807 kcal/kg. °C	0,4876 kcal/kg. °C

<i>Overall heat transfer</i>	$U$	0,086 kcal/s.m <sup>2</sup> . °C	0,086 kcal/s.m <sup>2</sup> . °C
<i>Area heat exchange</i>	$A$	2425 m <sup>2</sup>	2579 m <sup>2</sup>
Laju fluida dingin masuk	$F_c$	0,062 m <sup>3</sup> /s	0,062 m <sup>3</sup> /s
<i>Volume fluida dingin</i>	$V_c$	1,73 m <sup>3</sup>	1,73 m <sup>3</sup>
Densitas fluida dingin	$\rho_c$	887,1 kg/m <sup>3</sup>	787,3 kg/m <sup>3</sup>
Kalor spesifik fluida panas	$C_c$	1,0465 kcal/kg.K	1,1718 kcal/kg.K
Temperatur fluida panas masuk	$T_1$	289,2 °C	427,4 °C
Temperatur fluida dingin masuk	$T_3$	189,9 °C	239,7 °C

### 3.4.3. Temperature Transmitter BFW Preheater (TT-1011)

Dalam menentukan temperatur keluaran gas proses dibutuhkan sebuah sensor temperatur. Pada *BFW Preheater* ini sensor yang digunakan adalah *thermocouple* tipe K yang terbuat dari bahan *stainless-steel* (MgO) dengan range input temperature 0-300°C. Output transmitter menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.

Model matematis dari TT-1011 ini sama dengan pemodelan TT-1010 karena memiliki jenis yang sama. Sehingga:

$$G_T = \frac{(20 - 4)mA}{(573 - 273)K} = 0,0533 \quad (3. 25)$$

Dari perhitungan di atas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{0,0533}{0,2s + 1} \quad (3. 26)$$

### 3.4.4. Control Valve BFW Preheater (FV-1011B)

Untuk mendapatkan model matematis *control valve* pada *BFW Preheater* ini sama dengan pemodelan control valve pada *HP Superheater* seperti yang ditunjukkan pada persamaan (3.12) sampai dengan persamaan (3.16), sehingga:

$$G_v = \frac{0,0631 \text{ m}^3/\text{s}}{(7-3,5) \text{ kg/cm}^2} = 0,018 \quad (3.27)$$

$$G_\tau = \frac{(7-3,5) \text{ kg/cm}^2}{20-4 \text{ mA}} = 0,21875 \quad (3.28)$$

$$K_{cv} = 14,2125 \times 0,21875 = 0,00394 \quad (3.29)$$

$$\Delta V = \frac{(0,0631-0) \text{ m}^3/\text{h}}{0,0631 \text{ m}^3/\text{h}} = 1 \quad (3.30)$$

$$\tau_{cv} = 1,3(1 + 0,03) = 1,339 \quad (3.31)$$

Dari hasil perhitungan di atas, pemodelan matematis *control valve* dapat ditulis:

$$\frac{\dot{M}_v(s)}{U(s)} = \frac{0,00394}{1,339s+1} \quad (3.32)$$

### 3.5. Pemodelan *Closed Loop* Sistem Gas *Reforming* dengan *PI Control*

Diagram blok sistem kontrol PI pada sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim ditunjukkan oleh gambar 3.2. Berdasarkan diagram tersebut sistem kontrol PI pada tugas akhir ini mengontrol dua variabel, suhu gas proses keluaran *HP Superheater* ( $T_{sh}$ ) dan suhu gas proses keluaran *BFW Preheater* ( $T_{ph}$ ). Pemilihan variabel  $T_{sh}$  dan  $T_{ph}$  didasarkan pada aspek ekonomis dalam manipulasi variabel prosesnya. Oleh karena mengandung variabel ekonomis yang bisa di minimkan penggunaannya, maka akan di rancang algoritma kontrol yang bisa memanfaatkan penggunaan *manipulated variabel* dalam mencapai *set point*.

Sistem kontrol PI pada sistem *gas reforming* yang akan dirubah sistem kontrolnya terdiri atas dua loop. Temperatur gas proses keluaran *superheater* ( $T_{sh}$ ) dengan memanipulasi laju gas proses melalui bukaan *control valve* TV-1011 dan temperatur gas proses keluaran *preheater* dengan memanipulasi laju fluida pendingin melalui bukaan *control valve* TV-1050. Penghematan penggunaan laju gas proses dalam mencapai *set point*  $T_{sh}$  akan mengurangi biaya operasional, selain itu berkurangnya jumlah gas proses yang masuk ke HTS dengan suhu tidak sesuai desain akan

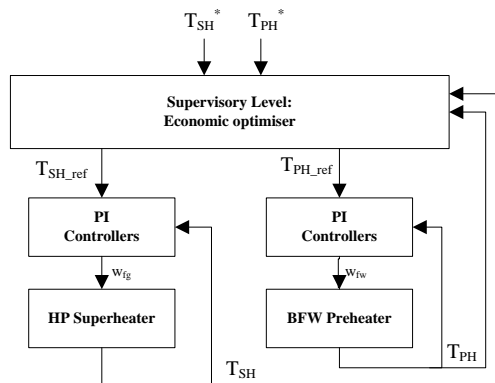


meningkatkan hasil proses pada reaktor HTS. Begitu pula pada temperatur gas proses keluaran *preheater* ( $T_{ph}$ ), penghematan penggunaan laju fluida pendingin akan menghemat biaya operasional dan meningkatkan kualitas produk dari keluaran LTS karena suhu gas proses yang masuk sesuai *set point* atau desain proses lebih cepat.

Nilai parameter PI yang digunakan pada simulasi sistem gas reforming diperoleh menggunakan tuning secara *trial-error* hingga diperoleh grafik yang memuaskan. Penggunaan metode tuning *trial-error* ini dilakukan karena keterbatasan informasi yang bisa diperoleh dari *real plant*. Namun proses validasi antara nilai input dan output hasil simulasi terhadap nilai input dan output hasil pengukuran *real plant* tetap dilakukan. Sehingga diharapkan model simulasi dapat mewakili *real plant* sistem gas reforming PT Pupuk Kaltim.

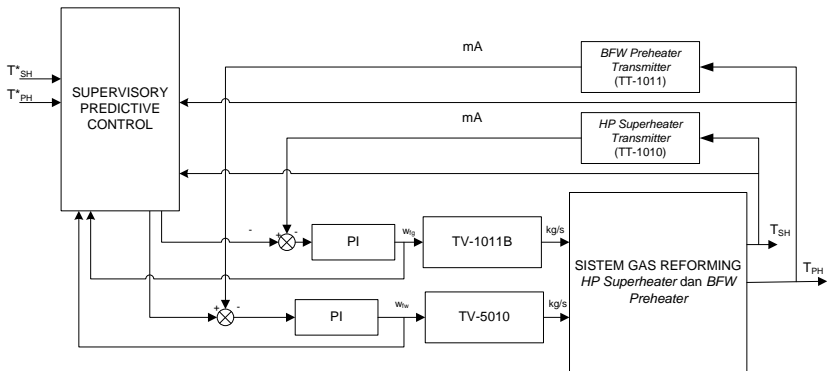
### 3.6. Perancangan *Supervisory Predictive Control* dengan Struktur *Decentralized*

Model simulasi closed loop plant yang telah didapatkan dengan controller PI, tahap selanjutnya pada penelitian tugas akhir ini adalah merancang sistem *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* yang mampu memberikan *set point* optimal.



**Gambar 3.4** Skema strategi kontrol *decentralized* pada Sistem Gas Reforming

Sistem *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* akan dipasang untuk memberikan *set point* optimal untuk sistem kontrol yang sebelumnya telah terpasang pada simulasi closed loop. Skema sistem *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* pada sistem gas reforming PT. Pupuk Kaltim yang diajukan dalam tugas akhir ini ditunjukkan oleh gambar 3.4



**Gambar 3.5** Diagram blok *supervisory control* Sistem Gas Reforming

Pada gambar 3.5 menunjukkan diagram blok *supervisory control* Sistem Gas Reforming dengan struktur *decentralized* pada sistem gas reforming PT. Pupuk Kaltim. Temperatur gas keluaran *superheater* dan temperatur gas keluaran *preheater* di ukur oleh elemen transmitter, elemen transmitter ini akan memberi sinyal input kedalam *supervisory control*. Didalam kontroller *supervisory predictive control* terdapat *set point* atau nilai yang diinginkan untuk temperatur gas proses keluaran *superheater* dan temperatur gas keluaran *preheater*. Kontroller *supervisory predictive control* akan memberikan *set point* optimal (*trajectory reference*) kepada kontroller PI sistem gas reforming yang telah terpasang sebelumnya, sinyal kontrol yang diberikan adalah hasil perhitungan optimisasi berdasarkan fungsi kriteria yang

melibatkan model plant. Selanjutnya *set point* optimal *supervisory predictive control* akan merubah *set point* setiap detiknya sampai menuju *set point* yang diinginkan dan mengatur variabel manipulasi masing-masing variabel proses, sehingga variabel proses dapat mencapai nilai *set point* yang diinginkan.

*Supervisory predictive control* memiliki dua tahapan dalam perancangannya. Tahap pertama adalah dengan melakukan linierisasi *plant* dan yang kedua adalah menentukan matrix prediksi.

### 3.6.1. Linierisasi

Perancangan sistem kontrol prediktif dimulai dengan melakukan linearisasi *plant*. Linearisasi *plant* ini bertujuan untuk mendapatkan model linear *plant* sistem *gas reforming*. Metode linearisasi yang digunakan pada perancangan ini adalah metode deret *taylor*, namun karena sistem *gas reforming* disusun oleh beberapa *plant nonlinear* maka dalam proses linearisasi *plant* ini dibantu fitur *linmod* pada *software* Matlab. Fitur *linmod* pada Matlab menggunakan metode linearisasi *jacobian*. Sehingga dalam matriks *jacobian* terdapat deret *taylor*.

### 3.6.2. Penentuan Matriks Prediksi

Hasil linierisasi yang telah didapatkan, selanjutnya digunakan untuk mendapatkan matriks prediksi. Matriks prediksi yang telah didapatkan adalah matriks A, B dan C. Matriks yang telah didapatkan memiliki besar matriks masing-masing  $A(26 \times 26)$ ,  $B(2 \times 26)$  dan  $C(26 \times 2)$ . Matriks tersebut selanjutnya disubstitusi ke dalam persamaan (2.10) dan (2.11) yaitu:

$$\underline{x}(k+1) = \underline{A}x(k) + \underline{B}u(k)$$

$$\underline{y}(k) = \underline{C}x(k)$$

### 3.6.3. Penentuan Set Point Optimal untuk Sistem Gas Reforming

Berikut ini adalah langkah-langkah yang dilakukan untuk mendapatkan *set point* optimal. Parameter-parameter pengendali yang digunakan adalah sebagai berikut:

- a. Nilai control horizon  $Hu = 1$
- b. Nilai prediction horizon  $Hp = 15$
- c. Trajectory Reference  $r(k) = [365^\circ\text{C}; 212.5^\circ\text{C}]$
- d. Batasan (Constraint) yang digunakan:  
 $1.022 \leq \Delta r_{SH} \leq 1.185$   
 $1.2 \leq \Delta r_{PH} \leq 1.48$
- e. Matriks variabel berdasarkan hasil yang telah didapatkan pada linearisasi:  

$$x(k+1) = [A]_{26 \times 26} x(k) + [B]_{2 \times 26} u(k)$$

$$y(k) = [C]_{26 \times 2} x(k)$$

Untuk mendapatkan *set point* optimal, algoritma *supervisory predictive control* melakukan tahapan perhitungan sebagai berikut:

- a. Menghitung matriks yang ada dalam persamaan ruang keadaan *supervisory predictive control*, yaitu matriks  $C_y \Psi$ ,  $C_y \Gamma$ ,  $C_y \Theta$  yang telah diuraikan pada persamaan (2.12), sehingga akan didapatkan matriks dengan besar  $[C_y \Psi]_{26 \times (26 \times Hp)}$ ,  $[C_y \Gamma]_{26 \times (26 \times Hp)}$ , dan  $[C_y \Theta]_{(26 \times Hp) \times (26 \times Hp)}$ .
- b. Matriks  $G$  dan  $H$  masing-masing dihitung dengan menggunakan persamaan (2.22) yang dapat dijabarkan menjadi:

$$G = 2\Theta^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{E}(k)$$

$$H = \underline{\Theta}^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{C}_y \underline{\Theta} + \underline{R}$$

- c. Perhitungan *set point* optimal selanjutnya dapat dilakukan dengan persamaan (2.25), yaitu:

$$\underline{\Delta r}(k) = \underline{\Delta y}(k) - \frac{1}{2p} \underline{H}^{-1} \underline{G}$$

### 3.7. Uji Performansi

Uji performansi dilakukan untuk mengetahui perbandingan antara pengendalian konvensional PI dan *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized*. Uji performansi yang dilakukan adalah uji tracking set point dan uji noise. Pengujian ini akan membandingkan performansi kontrol dari algoritma MPC dan

PI. Performansi yang ditinjau adalah *maximum overshoot*( $M_p$ ), *settling time* ( $T_s$ ), dan *error steady state* ( $e_{ss}$ ). Pengujian tersebut dilakukan sebagai berikut:

### 3.7.1. Uji Tracking Set Point

Uji *tracking set point* dilakukan dengan memberikan dua perubahan *set point* pada model simulasi *PI control* dan *supervisory predictive control*. *Set point* diberikan dengan input *step* yang berubah naik dan berubah turun.

Pengujian pada *HP Superheater* dilakukan dengan memberikan *set point* temperatur 365°C; 372°C dan 367°C. Dengan input *step* maka akan diketahui respon dari *HP Superheater* menuju *set point* yang dibutuhkan.

### 3.7.2. Uji Noise

Uji *noise* dilakukan terhadap dua kontroler yang sudah dirancang yaitu kontroler konvensional (PI) dan *supervisory predictive control*. Pada pengujian ini diberikan nilai varian *noise* sebesar 10 pada *SH Superheater* dan 20 pada *BFW Preheater*.

### 3.7.3. Uji Beban Naik

Pengujian beban naik dilakukan dengan memberikan kenaikan beban berupa temperatur sebesar 4°C pada *plant* untuk mengetahui karakteristik dari *plant* ketika diberikan gangguan berupa kenaikan beban temperatur.

### 3.7.4. Uji Beban Turun

Pengujian beban turun dilakukan dengan memberikan pengurangan beban berupa temperatur sebesar 6°C pada *plant* untuk mengetahui karakteristik dari *plant* ketika diberikan gangguan berupa penurunan beban temperatur.

## 3.8. Perhitungan Biaya Operasional

Perhitungan biaya operasional didapatkan dengan menggunakan persamaan (2.9) yang kemudian disesuaikan dengan *plant* pada sistem *gas reforming* berikut:

$$J_{cf} = \sum_{i=1}^N C_{fg} w_{fg} (t+i-1) + \sum_{i=1}^N C_{fw} w_{fg} (t+i-1) \quad (3.33)$$

Dengan  $C_{fg}$  merupakan harga *feed gas HP Superheater* dan  $C_{fw}$  harga *feed water BFW Prehetar* dalam satuan rupiah per Rp/detik.

Nilai persentase penghematan ( $SC$ ) setiap detik dapat didapatkan dengan persamaan sebagai berikut:

$$SC = \left( 1 - \frac{Total\ Biaya\ Supervisory}{Total\ Biaya\ PI\ Control} \right) \times 100\% \quad (3.34)$$

## BAB IV

### ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

#### 4.1. Model Simulasi *Plant*

Model simulasi didapatkan dari penggabungan komponen-komponen penyusun dari sistem *gas reforming*, yaitu *hp superheater*, *HTS*, *steam generator* dan *bfw preheater*. Komponen tersebut kemudian dimodelkan dengan menggunakan persamaan *mass and energy balance*. Pemodelan matematis sebelumnya telah diselesaikan pada BAB III. Pemodelan matematis yang sudah didapatkan selanjutnya digunakan untuk membuat *simulator plant* pada *software MATLAB 2014a*. Pada pemodelan *HP Superheater* bertujuan untuk mengendalikan temperatur gas yang keluar dari *HP Superheater* dengan memanipulasi laju aliran *feed gas*. *BFW Preheater* dimodelkan dengan tujuan mengendalikan gas yang keluar dengan memanipulasi *feed water*. Sebelum komponen-komponen tersebut digabungkan, terlebih dahulu dilakukan validasi open loop antara model simulasi dengan data *real plant*.

#### 4.2. Validasi

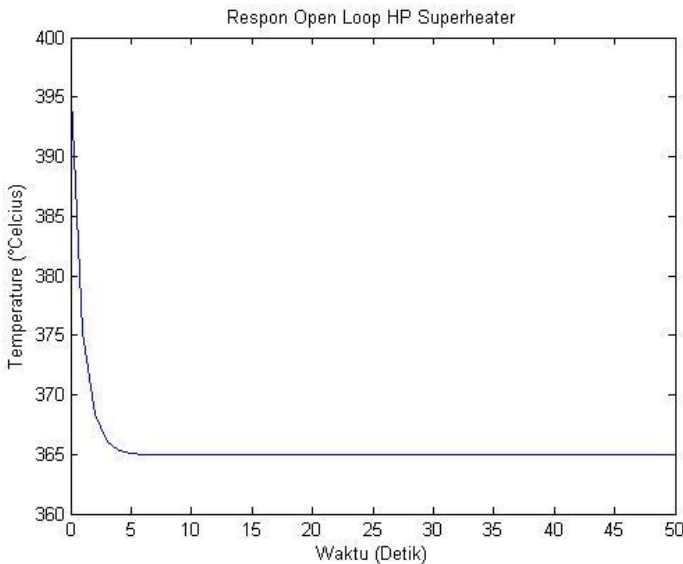
Setelah dilakukan pemodelan pada *hp superheater*, *HTS*, *steam generator* dan *bfw preheater*, selanjutnya dilakukan validasi antara hasil model simulasi dengan *real plant*. Model simulasi yang dilakukan validasi adalah model *open loop*. Perbandingan hasil model simulasi dengan *real plant* dapat dilihat pada tabel 4.1.

**Tabel 4. 1** Hasil validasi model simulasi dengan *real plant*

Variabel	Model Simulasi	<i>Real Plant</i>
<b>1. <i>HP Superheater</i></b>		
Temperatur <i>feed gas</i> keluar	365°C	365°C
Laju aliran <i>feed gas</i>	10,36 m <sup>3</sup> /s	10,36m <sup>3</sup> /s
<b>2. <i>HTS</i></b>		
Temperatur <i>feed gas</i> keluar	427°C	427°C

<b>3. Steam Generator</b>		
Temperatur <i>feed gas</i> keluar	289,2°C	289,2°C
Temperatur <i>feed water</i> keluar	324°C	324°C
Laju aliran <i>feed gas</i>	10,36 m <sup>3</sup> /s	10,36 m <sup>3</sup> /s
Laju aliran <i>feed water</i>	0,0615 m <sup>3</sup> /s	0,0615 m <sup>3</sup> /s
<b>4. BFW Preheater</b>		
Temperatur <i>feed gas</i> keluar	212,4°C	212,44°C
Temperatur <i>feed water</i> keluar	240°C	240°C

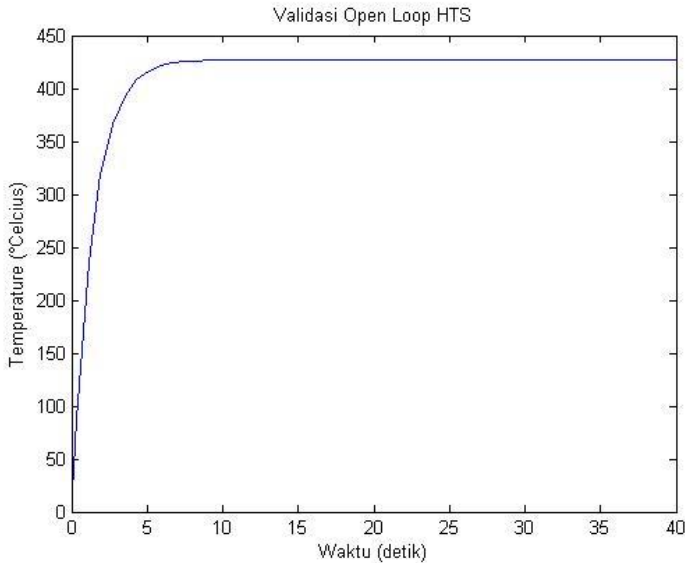
Respon dari hasil simulasi model pada simulink *software* Matlab 2014a dapat ditunjukkan oleh grafik di bawah ini:



**Gambar 4. 1** Respon *open loop* HP Superheater

Grafik respon *open loop* HP Superheater yang ditunjukkan oleh gambar 4.1 menunjukkan perubahan temperatur (°C) terhadap waktu (detik) secara eksponensial. Pada komponen ini bertujuan untuk mendinginkan temperatur *feed gas* dari temperatur awal 396,3°C menjadi 365°C. Penurunan temperatur ini dipengaruhi oleh laju aliran *feed gas* yang melewati pipa yang berisi *feed water*.

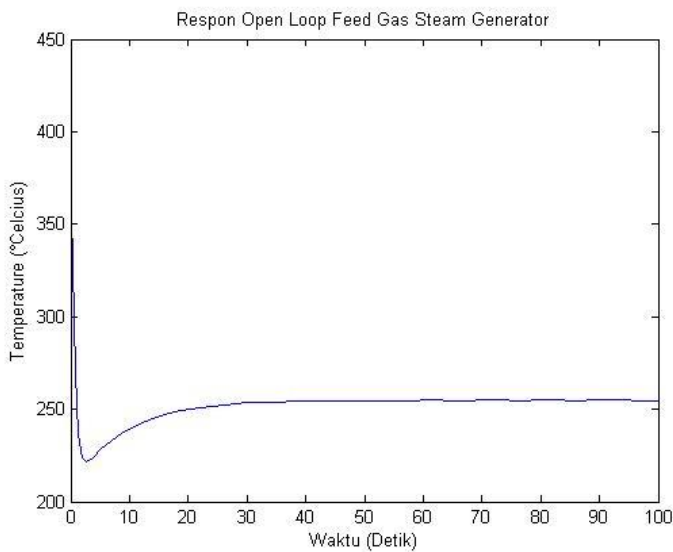




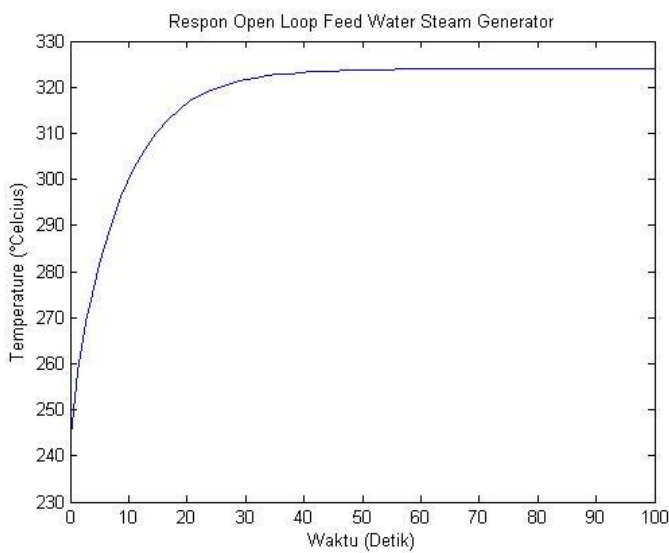
**Gambar 4. 2** Respon *open loop HTS*

Komponen *HTS* ini memiliki respon dengan perubahan temperatur terhadap waktu secara eksponensial. *HTS* yang memiliki fungsi untuk mempercepat reaksi perubahan dari CO menjadi CO<sub>2</sub> ini bekerja dengan cara menaikkan temperatur. Pada validasi ini model simulasi yang sudah dibuat terbukti valid. Hal itu ditunjukkan pada gambar 4.2 dari temperatur masukan yang diberikan sebesar 365°C berhasil dinaikkan menjadi 427°C. Pada komponen ini tidak ada *controller* yang mengatur temperatur ataupun yang mengatur *feedgas*. Perubahan temperatur yang terjadi karena interaksi dan reaksi antara katalis dan *feed gas*.

Validasi *open loop* pada *steam generator* dilakukan dengan meninjau temperatur *feed gas* yang keluar beserta laju *feed gas* yang keluar dan temperatur *feed water* yang keluar beserta laju *feed water* yang keluar. Perubahan temperatur yang terjadi akibat interaksi panas aliran *feed gas* dengan aliran *feed water*. Respon perubahan temperatur *feed gas* dan *feed water* ditunjukkan pada gambar 4.3 dan gambar 4.4.

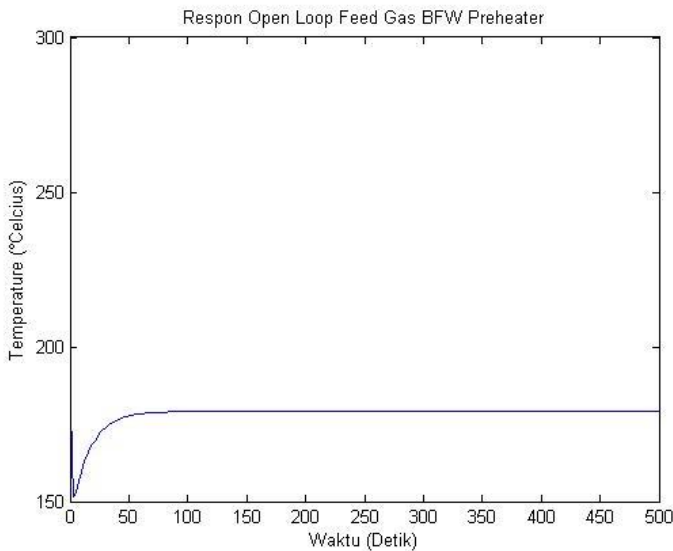


**Gambar 4. 3** Respon *open loop feed gas Steam Generator*



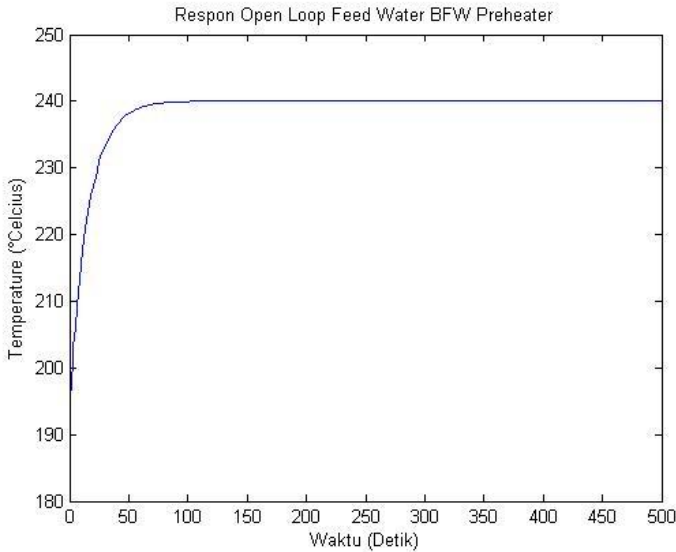
**Gambar 4. 4** Respon *open loop feed water Steam Generator*

Validasi *open loop* pada *BFW Preheater* dilakukan dengan meninjau temperatur *feed gas* yang keluar beserta laju *feed gas* yang keluar dan temperatur *feed water* yang keluar beserta laju *feed water* yang keluar. Perubahan temperatur yang terjadi akibat interaksi panas aliran *feed gas* dengan aliran *feed water*. Respon perubahan temperatur *feed gas* dan *feed water* ditunjukkan pada gambar 4.3 dan gambar 4.4.



**Gambar 4. 5** Respon *open loop feed gas BFW Preheater*

Respon yang ditunjukkan pada gambar 4.5 menunjukkan perubahan temperatur *feed gas* dari semula 289,2°C menjadi 212,4°C. Sedangkan pada gambar 4.6 respon menunjukkan perubahan temperatur *feed water* dari 189,9°C menjadi 240°C. Selain itu dari hasil simulasi pemodelan menunjukkan output proses 10,36 m<sup>3</sup>/s untuk laju aliran *feed gas*. Sedangkan untuk *feed water* sebesar 0,0615 m<sup>3</sup>/s. Hasil-hasil parameter output yang dihasilkan oleh simulasi pemodelan tersebut sudah sesuai dengan parameter yang ada pada *real plant*.

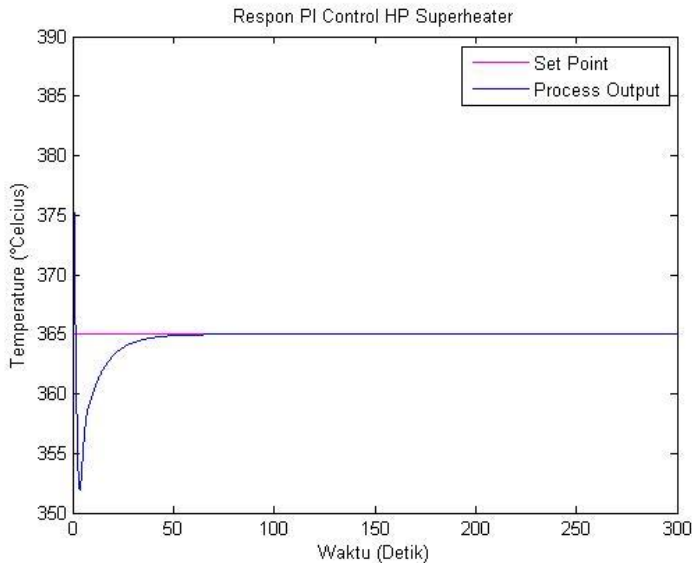


**Gambar 4. 6** Respon *open loop feed water BFW Preheater*

Setelah dilakukan validasi pada setiap model komponen, selanjutnya digabungkan. Komponen HP Superheater dan BFW Preheater merupakan dua komponen yang dikontrol temperatur keluarannya. Sehingga pada kedua model komponen tersebut dibuat model *closed loop*. Selanjutnya model *closed loop* yang telah dibuat dilakukan simulasi. Respon hasil simulasi *closed loop* ditunjukkan pada gambar 4.7 dan gambar 4.8.

Pemodelan *HP Superheater* bertujuan untuk mengendalikan temperatur *feed gas* yang keluar dengan memanipulasi laju aliran *feed gas* yang berinteraksi dengan laju aliran *feed water*. Sehingga diperoleh respon seperti pada gambar 4.7. Sedangkan pemodelan *BFW Preheater* bertujuan untuk mengendalikan temperatur *feed gas* yang keluar dengan memanipulasi laju aliran *feed feedwater*. Sehingga diperoleh respon seperti pada gambar 4.8. Dari respon sistem hasil simulasi, menunjukkan bahwa respon temperatur keluaran kedua komponen tersebut dapat mengikuti *set point* yang telah diberikan. Nilai set point diperoleh dari data *real plant*. Nilai

set point temperatur yang diberikan pada model simulasi pengendalian *HP Superheater* ini adalah sebesar 365°C.



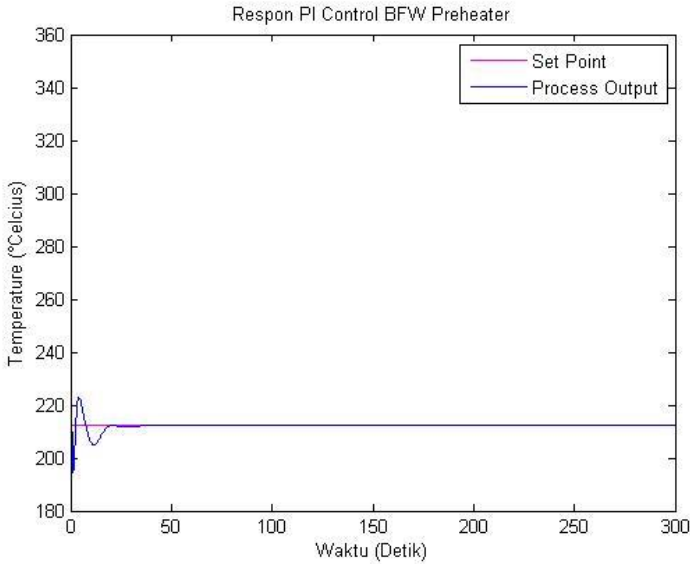
**Gambar 4. 7** Respon *closed loop* PI Control *HP Superheater*

Selanjutnya, dari respon hasil simulasi yang didapatkan, dilihat karakteristik respon sistem pada masing-masing respon. Karakteristik respon yang dilihat meliputi *maximum overshoot* ( $M_p$ ), *settling time* ( $\tau_s$ ) dan *error steady state* ( $e_{ss}$ ). Dari hasil simulasi pengendalian *HP Superheater* didapatkan:

$$M_p = 0\%$$

$$\tau_s = 59 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,000648 \%$$



**Gambar 4. 8** Respon *closed loop* PI Control BFW Preheater

Sedangkan karakteristik respon sistem yang didapatkan dari hasil simulasi pengendalian *BFW Preheater* adalah sebagai berikut:

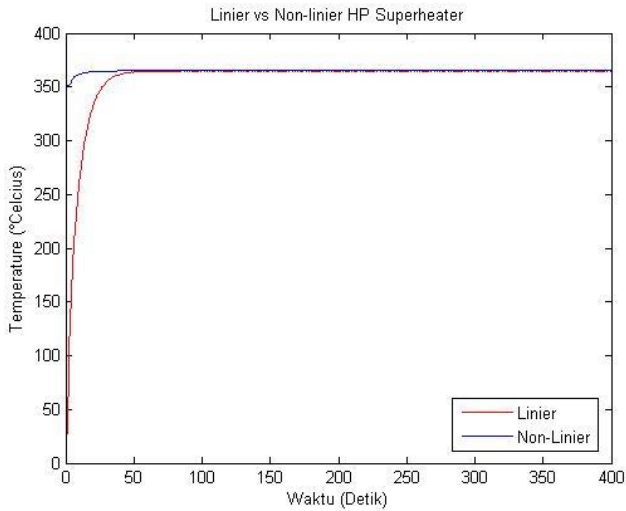
$$Mp = 5\%$$

$$\tau_s = 51 \text{ detik}$$

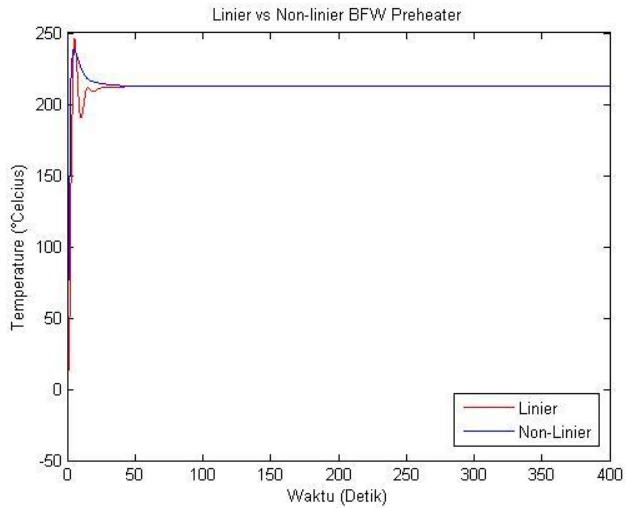
$$e_{ss} = 0,0079 \%$$

### 4.3. Supervisory Predictive Control

Model *closed loop* yang telah dirancang dan divalidasi, selanjutnya dilakukan perancangan model *supervisory predictive control*. Perancangan dimulai dengan membuat model linier dari model non linier yang telah dibuat. Model linier dibuat dengan melakukan linierisasi *plant* non-linier. Linierisasi *plant* menggunakan deret *Taylor*. Dari hasil linierasi yang telah dilakukan pada Bab III, selanjutnya dilakukan validasi model linier dengan model non linier. Hasil validasi dapat dilihat pada gambar berikut:



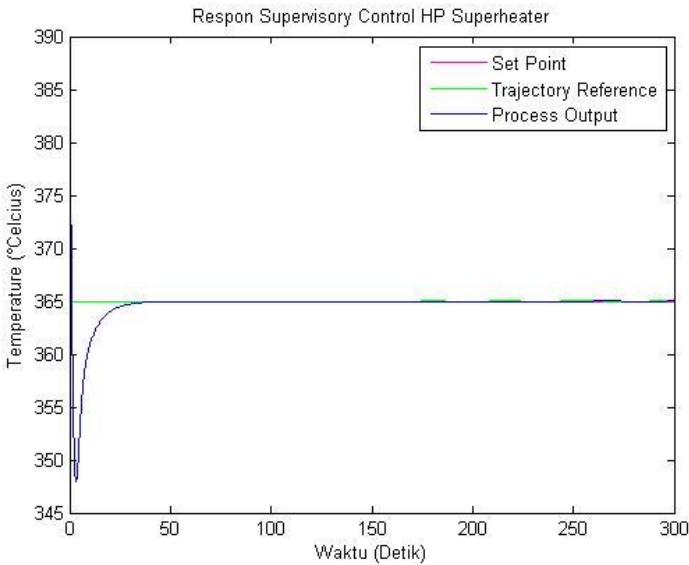
**Gambar 4. 9** Respon *closed loop HP Superheater* model linier dengan non-linier



**Gambar 4. 10** Respon *closed loop BFW Preheater* model linear dengan non-linear

Setelah model linier dinyatakan valid maka dilanjutkan dengan merancang *supervisory predictive control*. Model linier digunakan untuk mendapatkan model proses prediksi. Model proses tersebut didapatkan dengan mengubah model linier menjadi model *state space*.

Rancangan model *supervisory predictive control* yang telah dibuat selanjutnya dilakukan simulasi. Hasil simulasi dari *supervisory predictive control* pada *plant HP Superheater dan BFW Preheater* yang didapatkan dapat dilihat masing-masing pada gambar 4.11 dan gambar 4.12.



**Gambar 4. 11** Respon closed loop Supervisory Predictive Control HP Superheater

Karakteristik respon sistem yang didapatkan dari hasil simulasi pengendalian *HP Superheater* adalah sebagai berikut:

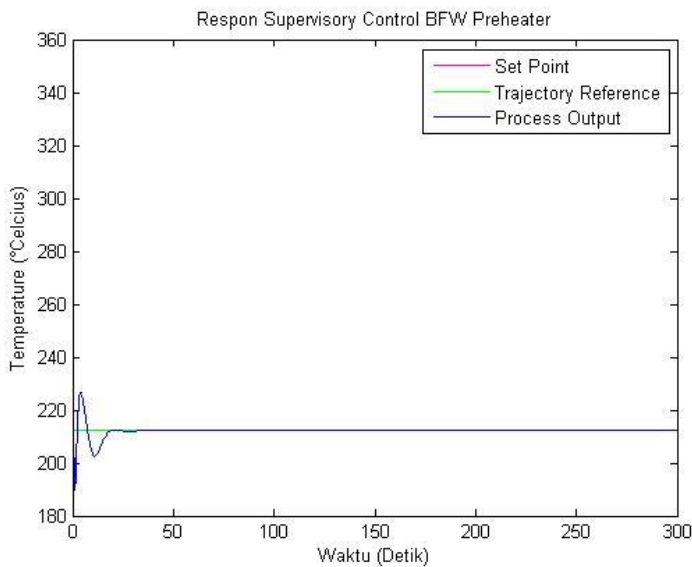
$$M_p = 0\%$$

$$\tau_s = 44 \text{ detik}$$



$$e_{ss} = 0,000437\%$$

Jika dibandingkan hasil simulasi *supervisory predictive control* pengendali konvensional (*PI control*) pada *HP Superheater*, *supervisory predictive control* memiliki karakteristik respon yang lebih baik. Hal tersebut bisa dilihat pada nilai *settling time* dan *error steady state*. Sedangkan *maximum overshoot*nya keduanya tidak menunjukkan nilai 0% atau bisa dikatakan tidak mengalami *overshoot*.



**Gambar 4. 12** Respon *close loop Supervisory Predictive Control BFW Preheater*

Dari gambar 4.12, karakteristik respon sistem yang didapatkan dari hasil simulasi pengendalian *BFW Preheater* adalah sebagai berikut:

$$Mp = 6,58\%$$

$$\tau_s = 40 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,0003\%$$

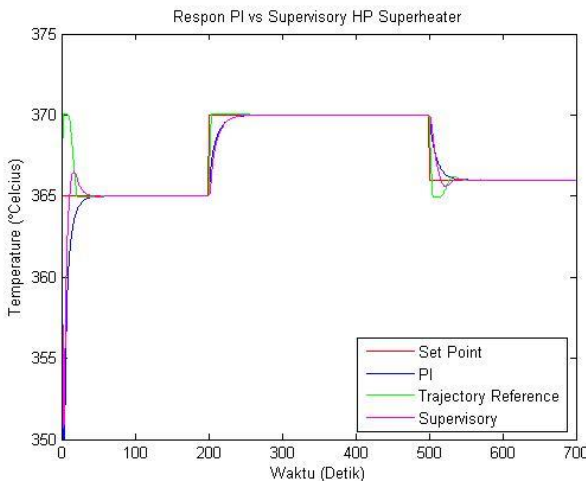
Perbandingan hasil simulasi *supervisory predictive control* dengan pengendali konvensional (*PI control*) pada *BFW Preheater*, *supervisory predictive control* memiliki karakteristik respon yang lebih baik pada nilai *settling time* dan *error steady state*. Sedangkan *maximum overshoot*-nya pengendalian PI masih lebih baik.

#### 4.4. Uji Performansi

Sistem kontrol yang telah dibuat, selanjutnya dilakukan uji performansi untuk mengetahui seberapa baik respon model sistem kontrol. Uji performansi yang dilakukan dengan memberikan uji yaitu meliputi uji *tracking set point* dan uji *noise*.

##### 4.1.1. Uji Tracking Set Point

Pengujian pada *HP Superheater* dilakukan dengan memberikan set point temperatur 365°C; 372°C dan 367°C. Dengan input *step* maka akan diketahui respon dari *HP Superheater* menuju *set point* yang dibutuhkan. Hasil uji tracking *set point* ditunjukkan oleh gambar 4.13.



**Gambar 4. 13** Respon uji *tracking set point* *PI vs Supervisory HP Superheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.13, maka didapatkan karakteristik respon pada masing-masing kontroler. Saat diberikan uji *step* naik didapatkan karakteristik pada PI *control* sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 267 - 200 = 67 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0\%$$

Dan saat diberikan uji *step* turun didapatkan karakteristik sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 443 - 400 = 43 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0\%$$

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.13, saat diberikan uji *step* naik didapatkan karakteristik pada *supervisory predictive control* sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 253 - 200 = 53 \text{ detik}$$

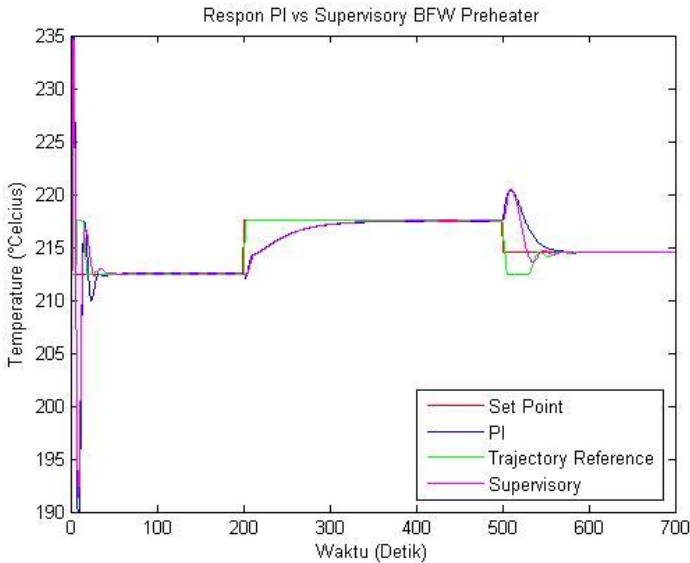
$$e_{ss} = 0\%$$

Dan saat diberikan uji *step* turun didapatkan karakteristik sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 468 - 400 = 68 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0\%$$



**Gambar 4. 14** Respon uji *tracking set point PI vs Supervisory BFW Preheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.14, maka didapatkan karakteristik respon pada masing-masing kontroler. Saat diberikan uji *step* naik didapatkan karakteristik pada *PI control* sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 448 - 200 = 248 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,34\%$$

Dan saat diberikan uji *step* turun didapatkan karakteristik sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 627 - 500 = 127 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,0176\%$$

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.14, maka didapatkan karakteristik respon pada supervisory predictive control. Saat diberikan uji *step* naik didapatkan karakteristik pada *PI control* sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

$$\tau_s = 424 - 200 = 224 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,022\%$$

Dan saat diberikan uji *step* turun didapatkan karakteristik sebagai berikut:

$$Mp = 0\%$$

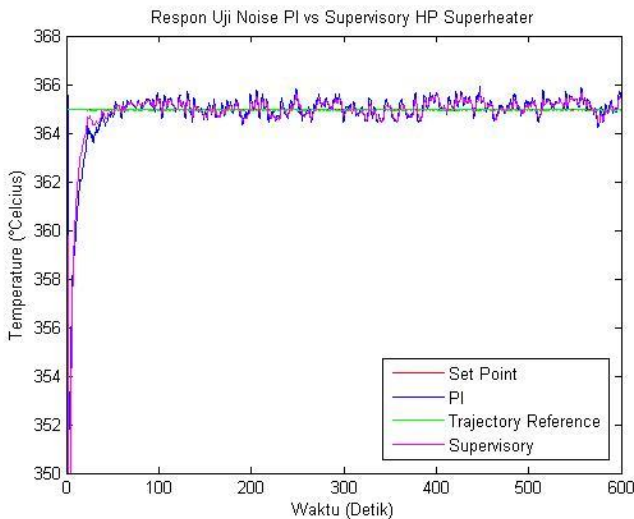
$$\tau_s = 584 - 500 = 84 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,0003\%$$

Karakteristik respon yang telah didapatkan dari kedua kontroler menghasilkan nilai karakteristik respon *supervisory predictive control* yang lebih baik dibandingkan dengan nilai karakteristik respon dari *PI control*.

#### 4.1.2. Uji Noise

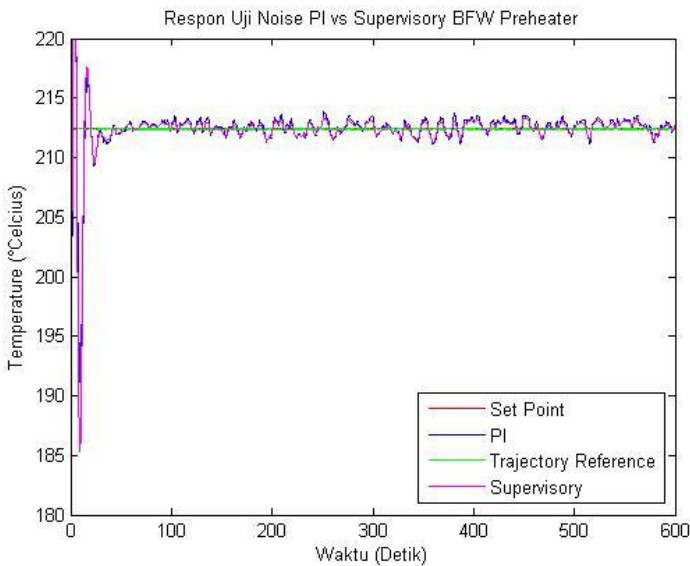
Uji *noise* dilakukan terhadap dua kontroler yang sudah dirancang yaitu kontroler konvensional (PI) dan *supervisory predictive control*. Pada pengujian ini diberikan nilai varian *noise* sebesar 10 pada *SH Superheater* dan 20 pada *BFW Preheater*.



**Gambar 4. 15** Respon uji *noise* *PI* vs *Supervisory HP Superheater*

Hasil yang didapatkan pada gambar 4.15 menunjukkan respon yang tetap menuju *set point* ketika diberikan gangguan pada sinyal kontrol. Respon yang ditunjukkan oleh kontrol PI tampak memiliki overshoot yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan respon yang ditunjukkan oleh *supervisory predictive control*.

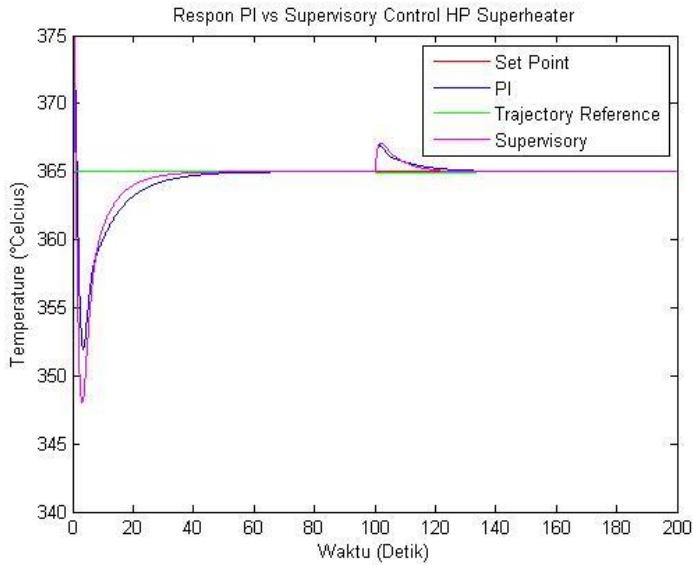
Hasil yang sama juga ditunjukkan pada gambar 4.16. Kontrol PI dan *supervisory predictive control* menunjukkan respon yang dapat mengikuti *set point* meskipun diberikan gangguan pada sinyal kontrol masing-masing sistem.



**Gambar 4. 16** Respon uji *noise PI vs Supervisory BFW Preheater*

#### 4.1.3. Uji Beban Naik

Pengujian beban naik dilakukan dengan memberikan kenaikan beban berupa temperatur sebesar 4°C pada *plant* untuk mengetahui karakteristik dari *plant* ketika diberikan gangguan berupa kenaikan beban temperatur.



**Gambar 4. 17** Respon uji beban naik *PI vs Supervisory HP Superheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.17, maka didapatkan karakteristik respon pada *PI control* sebagai berikut:

$$Mp = 0,55\%$$

$$\tau_s = 139 - 100 = 39 \text{ detik}$$

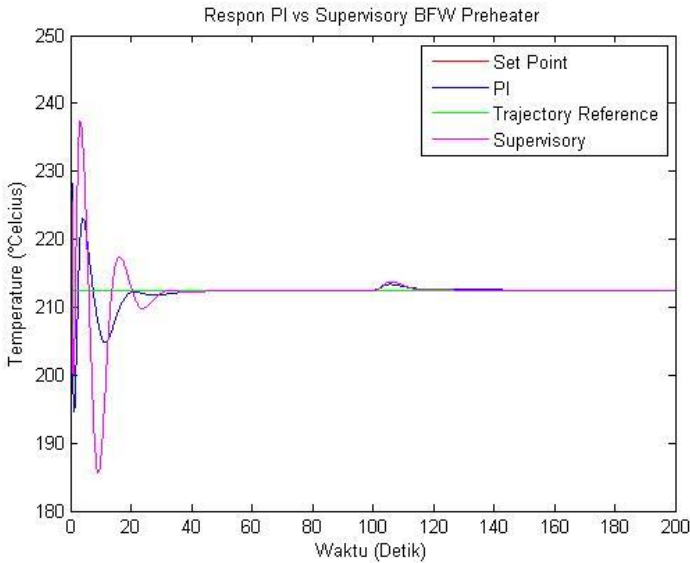
$$e_{ss} = 0,00182\%$$

Sedangkan karakteristik respon *supervisory predictive control* yang ditunjukkan pada gambar 4.17 didapatkan sebagai berikut:

$$Mp = 0,58\%$$

$$\tau_s = 125 - 100 = 25 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,00090\%$$



**Gambar 4. 18** Respon uji beban naik *PI vs Supervisory BFW Preheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.18, maka didapatkan karakteristik respon pada *PI control* sebagai berikut:

$$M_p = 0,47\%$$

$$\tau_s = 137 - 100 = 37 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,00968\%$$

Sedangkan karakteristik respon *supervisory predictive control* yang ditunjukkan pada gambar 4.18 didapatkan sebagai berikut:

$$M_p = 0,61\%$$

$$\tau_s = 128 - 100 = 28 \text{ detik}$$

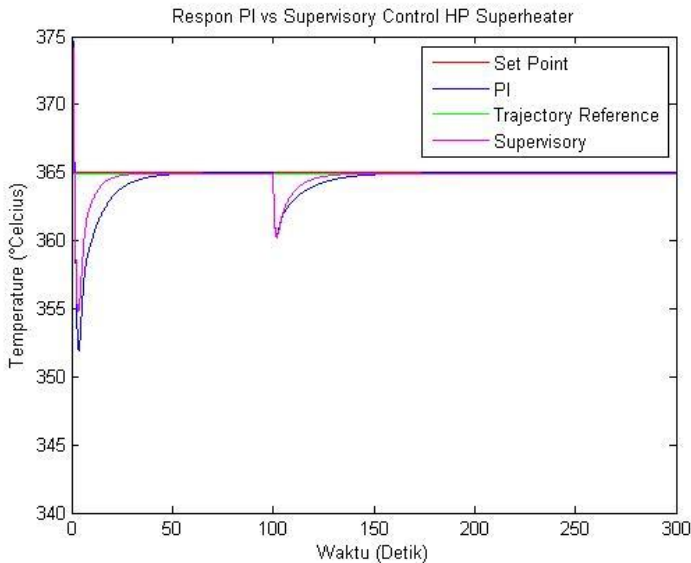
$$e_{ss} = 0,00237\%$$

Respon antara pengendalian konvensional dan pengendalian prediktif pada pengujian beban naik ini menunjukkan bahwa pengendalian prediktif masih memiliki karakteristik respon yang baik pada *settling time* dan *error steady state*. Pengendalian prediktif masih memiliki *maximum overshoot* yang lebih tinggi. Namun, perbedaan *maximum overshoot*-nya tidak terlalu besar.



#### 4.1.4. Uji Beban Turun

Pengujian beban turun dilakukan dengan memberikan pengurangan beban berupa temperatur sebesar  $6^{\circ}\text{C}$  pada *plant* untuk mengetahui karakteristik dari *plant* ketika diberikan gangguan berupa penurunan beban temperatur.



**Gambar 4. 19** Respon uji beban turun *PI vs Supervisory HP Superheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.19, maka didapatkan karakteristik respon pada *PI control* sebagai berikut:

$$Mp = 1,23\%$$

$$\tau_s = 153 - 100 = 53 \text{ detik}$$

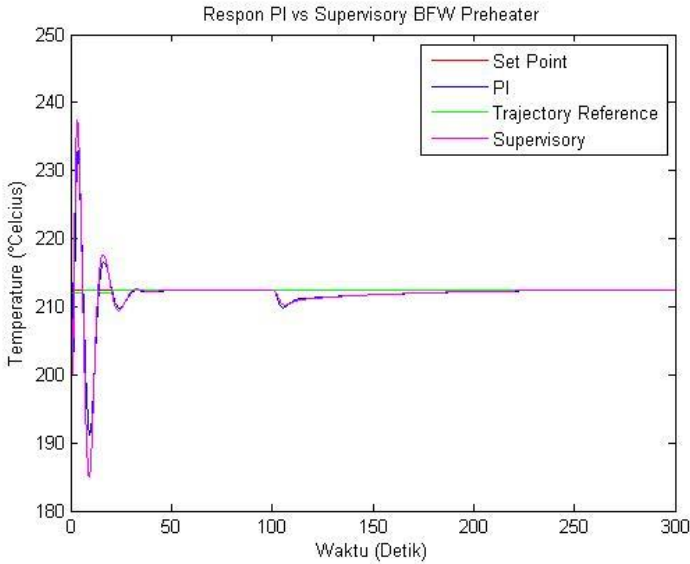
$$e_{ss} = 0,0034\%$$

Sedangkan karakteristik respon *supervisory predictive control* yang ditunjukkan pada gambar 4.19 didapatkan sebagai berikut:

$$Mp = 1,37\%$$

$$\tau_s = 145 - 100 = 45 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,0027\%$$



**Gambar 4. 20** Respon uji beban turun *PI vs Supervisory BFW Preheater*

Dari respon yang ditunjukkan oleh gambar 4.20, maka didapatkan karakteristik respon pada *PI control* sebagai berikut:

$$M_p = 1,22\%$$

$$\tau_s = 185 - 100 = 85 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,063\%$$

Sedangkan karakteristik respon *supervisory predictive control* yang ditunjukkan pada gambar 4.20 didapatkan sebagai berikut:

$$M_p = 1,04\%$$

$$\tau_s = 177 - 100 = 77 \text{ detik}$$

$$e_{ss} = 0,040\%$$

Respon antara pengendalian konvensional dan pengendalian prediktif pada pengujian beban turun ini menunjukkan bahwa pengendalian prediktif masih memiliki karakteristik respon yang baik pada *settling time* dan *error steady state*. Pengendalian prediktif masih memiliki *maximum overshoot* yang lebih tinggi pada *HP Superheater*. Namun, memiliki *maximum overshoot* yang

lebih rendah pada *BFW Preheater*. Jadi, secara keseluruhan *supervisory predictive control* lebih unggul daripada pengendalian konvensional (*PI Control*).

#### 4.5. Perbandingan Hasil Simulasi

Respon dari hasil simulasi model *plant* selanjutnya dilakukan perbandingan karakteristik respon antara sistem dengan menggunakan pengendalian konvensional (*PI Control*) dan *supervisory predictive control*. Karakteristik respon yang dibandingkan meliputi *maximum overshoot*, *settling time* dan *error steady state*. Berikut adalah tabel hasil perbandingan dari masing-masing uji yang telah dilakukan:

**Tabel 4. 2** Hasil perbandingan karakteristik respon pada kondisi normal (*start-up*)

Komponen	Jenis Pengendalian	Max. Overshoot (%)	Settling time (detik)	Error steady state (%)
HP Superheater	PI	0	59	0,000648
	Predictive	0	44	0,000457
BFW Preheater	PI	5	51	0,00790
	Predictive	6,58	40	0,00030

**Tabel 4. 3** Hasil pengujian *tracking set point* naik

Komponen	Jenis Pengendalian	Max. Overshoot (%)	Settling time (detik)	Error steady state (%)
HP Superheater	PI	0	67	0
	Predictive	0	53	0
BFW Preheater	PI	0	248	0,340
	Predictive	0	224	0,022

**Tabel 4. 4** Hasil pengujian *tracking set point* turun

Komponen	Jenis Pengendalian	Max. Overshoot (%)	Settling time (detik)	Error steady state (%)
HP Superheater	PI	0	43	0
	Predictive	0	68	0
BFW Preheater	PI	0	127	0,0176
	Predictive	0	84	0,0003

**Tabel 4. 5** Hasil pengujian beban naik

Komponen	Jenis Pengendalian	Max. Overshoot (%)	Settling time (detik)	Error steady state (%)
HP Superheater	PI	0,55	39	0,00182
	Predictive	0,58	25	0,00090
BFW Preheater	PI	0,47	38	0,00968
	Predictive	0,61	28	0,00237

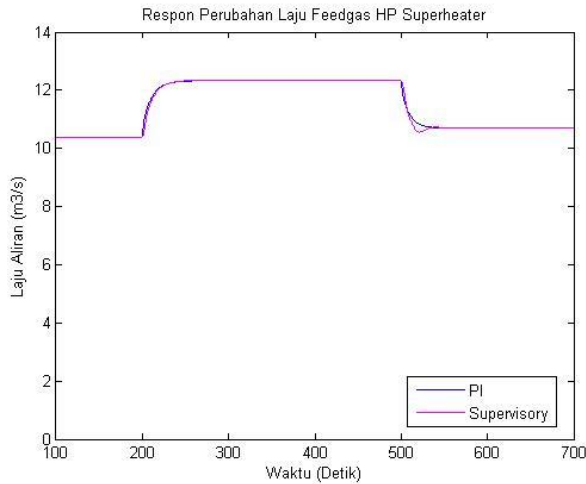
**Tabel 4. 6** Hasil pengujian beban turun

Komponen	Jenis Pengendalian	Max. Overshoot (%)	Settling time (detik)	Error steady state (%)
HP Superheater	PI	1,23	53	0,0034
	Predictive	1,37	45	0,0027
BFW Preheater	PI	1,22	85	0,063
	Predictive	1,07	77	0,040

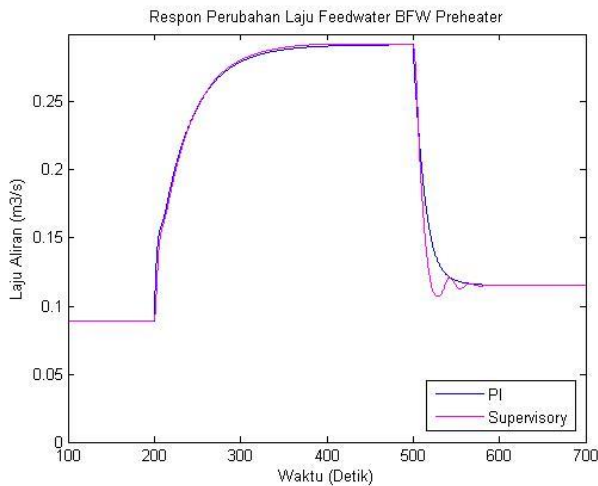
#### 4.6. Perhitungan Biaya Operasional

Tujuan dari menghitung biaya operasional adalah untuk mengetahui persentase penghematan bahan baku yaitu *feed gas* dan *feed water* yang digunakan saat proses operasi *plant* sedang berlangsung. Biaya operasional yang dihitung adalah biaya

operasional saat berlangsungnya proses operasi *plant* saat menggunakan pengendalian konvensional (PI) dan pengendalian prediktif (*supervisory predictive control*).



**Gambar 4. 21** Respon laju perubahan laju *feedgas* HP Superhater saat uji *tracking set point*



**Gambar 4. 22** Respon laju perubahan laju feedwaetr HP Superhater saat uji *tracking set point*

Harga bahan baku *feed gas* yang berupa *natural gas* berdasarkan Peraturan Menteri ESDM No. 40 Tahun 2016 yaitu \$3,9/MMBtu (1 MMBtu=28,263682 m<sup>3</sup>) atau sekitar 1.850,-/m<sup>3</sup> [13]. Sedangkan harga *feed water* adalah Rp3.200,-/m<sup>3</sup> [14]. Laju aliran *feedgas* yang keluar ditunjukkan pada gambar 4.21 dan laju aliran *feedwater* ditunjukkan oleh gambar 4.22. Sehingga dari persamaan (3.32), didapatkan hasil perhitungan biaya operasional *plant* setiap detik sebagai berikut:

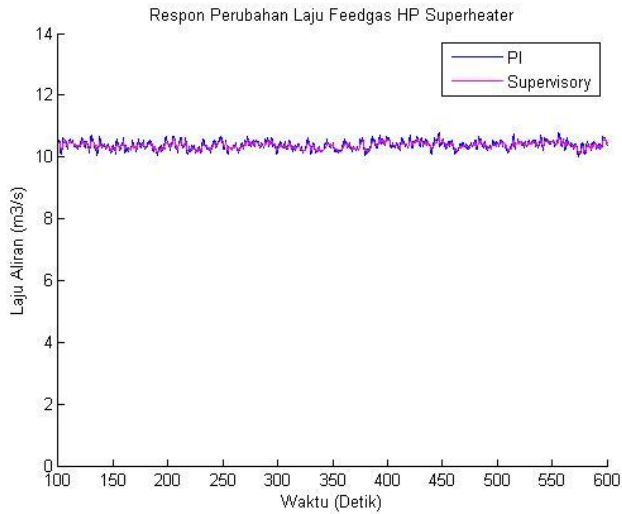
**Tabel 4. 7** Perhitungan biaya operasional *tracking set point*

Jenis Pengendalian	Jumlah yang digunakan (m <sup>3</sup> /detik)		Total Biaya (Rp/detik)
	<i>Feed gas HP Superheater</i>	<i>Feed water BFW Preheater</i>	
<i>PI Control</i>	12,17775	0,226315	23280,50
<i>Supervisory predictive control</i>	12,14993	0,224759	23223,99

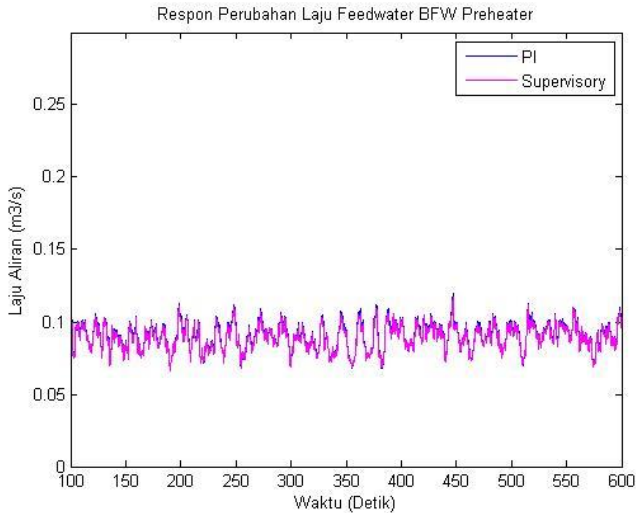
Nilai total biaya produksi yang didapatkan di atas, selanjutnya digunakan untuk mendapatkan nilai persentase penghematan (*SC*) setiap detik dengan menggunakan persamaan (3.33), sehingga:

$$SC = \left(1 - \frac{23223,99}{23280,50}\right) \times 100\% \\ = 0,24\%$$

Hasil yang didapatkan dari perhitungan operasional yang ditampilkan pada tabel 4.7 menunjukkan bahwa dengan *supervisory predictive control* biaya operasional yang digunakan lebih hemat dibandingkan dengan pengendalian konvensional (*PI control*). Hal ini ditunjukkan dengan lebih sedikitnya konsumsi bahan baku yaitu *feed gas* dan *feedwater* yang digunakan. *Supervisory predictive control* dapat menghemat sebesar 0,24% setiap detik.



**Gambar 4. 23** Respon laju perubahan laju *feedgas* HP Superhater saat uji *Noise*



**Gambar 4. 24** Respon laju perubahan laju *feedwater* BFW Preheater saat uji *Noise*

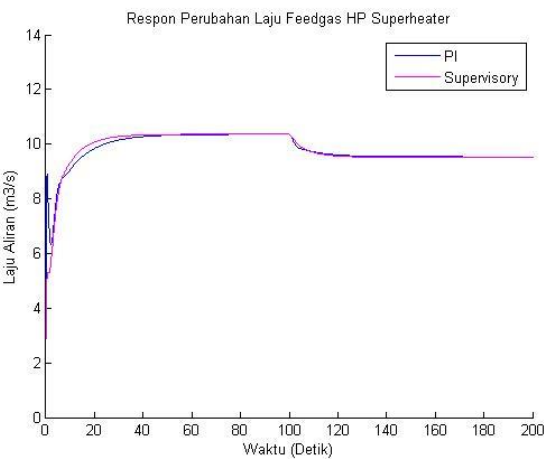
Laju aliran *feedgas* yang keluar ditunjukkan pada gambar 4.23 dan laju aliran *feedwater* ditunjukkan oleh gambar 4.24. Sehingga dari persamaan (3.32), didapatkan hasil perhitungan biaya operasional *plant* setiap detik sebagai berikut:

**Tabel 4. 8** Perhitungan biaya operasional saat diberikan *noise*

Jenis Pengendalian	Jumlah yang digunakan (m <sup>3</sup> /detik)		Total Biaya (Rp/detik)
	<i>Feed gas HP Superheater</i>	<i>Feed water BFW Preheater</i>	
<i>PI Control</i>	10,30477	0,088941	19087,1
<i>Supervisory predictive control</i>	10,29091	0,088226	19061,4

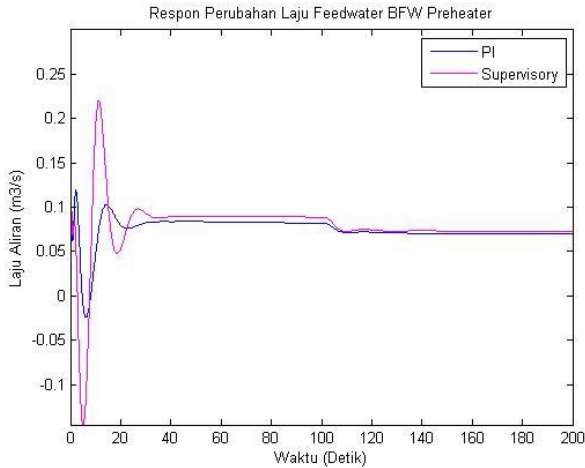
Besar nilai penghematan biaya produksi dapat ditentukan dengan persamaan (4.2), sehingga:

$$SC = \left(1 - \frac{19061,4}{19087,1}\right) \times 100\%$$
$$= 0,14\%$$



**Gambar 4. 25** Respon laju perubahan laju *feedgas* HP Superhater saat uji beban naik





**Gambar 4. 26** Respon laju perubahan laju *feedwater* BFW Preheater saat uji beban naik

Laju aliran *feedgas* yang keluar ditunjukkan pada gambar 4.25 dan laju aliran *feedwater* ditunjukkan oleh gambar 4.26. Sehingga dari persamaan (3.32), didapatkan hasil perhitungan biaya operasional *plant* setiap detik sebagai berikut:

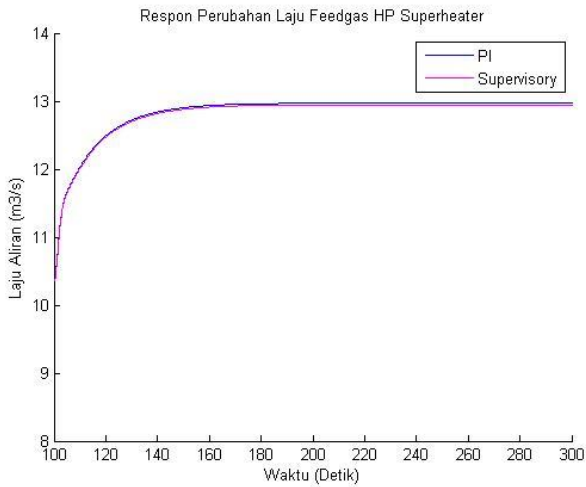
**Tabel 4. 9** Perhitungan biaya operasional saat diberikan beban naik

Jenis Pengendalian	Jumlah yang digunakan (m <sup>3</sup> /detik)		Total Biaya (Rp/detik)
	<i>Feed gas HP Superheater</i>	<i>Feed water BFW Preheater</i>	
<i>PI Control</i>	9,59412	0,071043	17998,09
<i>Supervisory predictive control</i>	9,58290	0,070656	17976,07

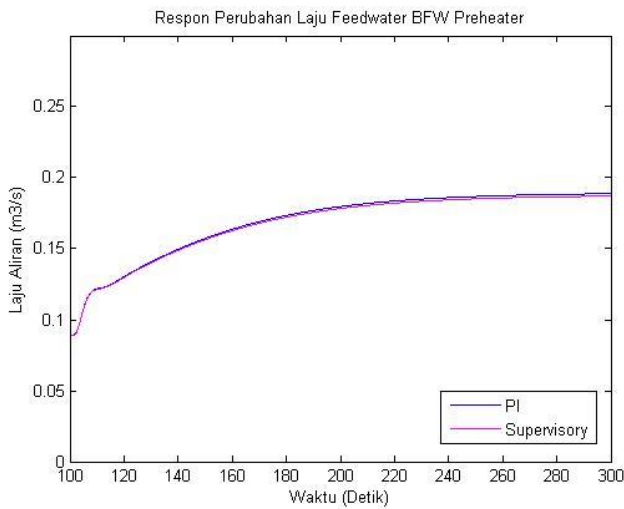
Besar nilai penghematan biaya produksi dapat ditentukan dengan persamaan (4.2), sehingga:

$$SC = \left(1 - \frac{17976,07}{17998,09}\right) \times 100\%$$

= 0,12%



**Gambar 4. 27** Respon laju perubahan laju *feedgas* HP Superhater saat uji beban turun



**Gambar 4. 28** Respon laju perubahan laju *feedwater* BFW Preheater saat uji beban turun

Laju aliran *feedgas* yang keluar ditunjukkan pada gambar 4.27 dan laju aliran *feedwater* ditunjukkan oleh gambar 4.28. Sehingga dari persamaan (3.32), didapatkan hasil perhitungan biaya operasional *plant* setiap detik sebagai berikut:

**Tabel 4.10** Perhitungan biaya operasional saat diberikan beban turun

Jenis Pengendalian	Jumlah yang digunakan (m <sup>3</sup> /detik)		Total Biaya (Rp/detik)
	<i>Feed gas HP Superheater</i>	<i>Feed water BFW Preheater</i>	
<i>PI Control</i>	12,97115	0,168782	24292,51
<i>Supervisory predictive control</i>	12,80266	0,167750	24250,59

Besar nilai penghematan biaya produksi dapat ditentukan dengan persamaan (4.2), sehingga:

$$SC = \left(1 - \frac{24250,59}{24292,51}\right) \times 100\% \\ = 0,17\%$$

Hasil yang didapatkan dari perhitungan operasional yang ditampilkan pada tabel 4.8, 4.9 dan 4.10 menunjukkan bahwa dengan *supervisory predictive control* biaya operasional yang digunakan lebih hemat dibandingkan dengan pengendalian konvensional (*PI control*). Hal ini ditunjukkan dengan lebih sedikitnya konsumsi bahan baku yaitu *feed gas* dan *feedwater* yang digunakan. *Supervisory predictive control* dapat menghemat sebesar 0,14% saat diberikan *noise*, 0,12% saat diberikan beban naik dan 0,17% saat diberikan beban turun pada setiap detik.

*Halaman sengaja dikosongkan*

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1. Kesimpulan**

Berdasarkan hasil penelitian dan pengujian didapatkan beberapa kesimpulan sebagai berikut:

- a. Sistem *supervisory predictive control* yang telah dirancang mampu mengatasi perubahan *set point*, gangguan *noise* dan gangguan terhadap beban naik dan turun dibandingkan dengan kontrol PI.
- b. Jika dibandingkan dengan pengendalian PI yang digunakan saat ini, sistem *supervisory predictive control* yang telah dirancang dapat menghasilkan penghematan biaya operasional maksimal sebesar 0,24% setiap detik (Rp202.432,-/jam).

#### **5.2. Saran**

Saran untuk mengembangkan penelitian ini adalah sebagai berikut:

- a. Mencoba melakukan perancangan *supervisory predictive control* dengan struktur *decentralized* ini di proses industry yang lain.
- b. Menggunakan *supervisory predictive control* khusus *nonlinear* jika sistem yang ditinjau adalah *nonlinear*.

*Halaman sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] W. Nitrisastro, *Pengalaman Pembangunan Indonesia*, Jakarta: PT. Kompas Media Nusantara, 2010.
- [2] “Pupuk Kaltim,” PT. Pupuk Kaltim, [Online]. Available: <http://www.pupukkaltim.com/ina/home/>. [Diakses 9 Januari 2017].
- [3] Sukardi, L.M. Sirait, A. Endin *Panduan Pengoperasian Pabrik Ammonia Kaltim 5*, Bontang: PT. Pupuk Kalimantan Timur, 2013.
- [4] A. Ahyari, *Perencanaan Sistem Produksi*, Yogyakarta: BPFE, 1986.
- [5] A. A. Artanti, “Metro TV News,” *Media Indonesia*, 30 Agustus 2016. [Online]. Available: <http://ekonomi.metrotvnews.com/energi/DkqJ9d4K-kementerian-esdm-ungkap-penyebab-mahalnya-gas-industri>. [Diakses 31 Januari 2017].
- [6] D. Saez, A. Cipriano dan A. W. Ordys, *Optimisation of Industrial Processes at Supervisory Level*, London: Springer-Verlag, 2002.
- [7] M. Montazeri dan K. Hosmandi, *Environment Temperature Variation Considered Supervisory Predictive Control for Gilan Combine Cycle Power Plant*, Teheran, Iran: Shahid Abbas Pour University of Technology, 2010.
- [8] W. H. Imania, “Perancangan Pengendalian Predictive Berpengawasan Pada Pembangkit Listrik Tenaga Das dan Uap (PLTGU) Gresik dengan Metode Desentralisasi,” *Jurusan Teknik Fisika FTI Institut Teknologi Sepuluh Nopember*, Surabaya, 2012.
- [9] Y. A. Çengel, *Heat Transfer: A Practical Approach*, New York: McGraw-Hill, 2002.
- [10] R. Fachrudin, *Perancangan Pengendali Model Predictive Control (Mpc) pada Sistem Heat Exchanger dengan Jenis*

Karakteristik Shell and Tube, Depok: Fakultas Teknik  
Universitas Indonesia, 2010.

- [11] B. W. Bequette, Process Dynamics Modelling, Analysis and Simulation, New Jersey: Prentice Hall, 1998.
- [12] E. F. Camacho dan C. Bordons, Model Predictive Control, London: Springer Verlag, 2007.
- [13] *Peraturan Menteri ESDM No. 4 Tahun 2016*, 2016.
- [14] I. Setiawan, "Klik Bontang," 5 Mei 2017. [Online].  
Available: <http://www.klikbontang.com/berita-12148-tarif-baru-pdam-untung-10-persen-tarif-bisa-dievaluasi-kembali.html>. [Diakses 7 Mei 2017].



**LAMPIRAN A:**  
**LINIERISASI *PLANT* DENGAN DERET *TAYLOR***

**1. *HP Superheater***

$$\frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{F_{gas}T_{in}}{V} - \frac{F_{gas}T_{gas\_out}}{V} - \frac{Q}{\rho c_p V}$$

$$(F_{gas}, T_{gas\_out}) \rightarrow f(F_{gas}, T_{gas\_out})$$

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = F_{gas}T_{in} - F_{gas}T_{gas\_out} - \frac{Q}{\rho c_p}$$

$$\frac{dT_{gas\_out}}{dt} = 0$$

$$f(F_{gas}, T_{gas\_out}) = -35$$

Taylor Series Expansionp

$$\begin{aligned} f(F_{gas}, T_{gas\_out}) &= f(\overline{F_{gas}}, T_{gas\_out}) + \left. \frac{\partial f}{\partial F_{gas}} \right|_{ss} (F_{gas} - \overline{F_{gas}}) \\ &+ \left. \frac{\partial f}{\partial F_{gas}} \right|_{ss} (T_{gas} - \overline{T_{gas\_out}}) \end{aligned}$$

Partial Derivatives

$$\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} = \frac{1}{V} (T_{gas} - \overline{T_{gas\_out}})$$

$$\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} = \frac{-F_{gas}}{V}$$

Evaluate

$$\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} = 30$$

$$\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} = -10,36$$

Deviation

$$F'_{gas} = F_{gas} - \overline{F_{gas}}$$

$$T'_{gas\_out} = T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}$$

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = V \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = 30 F'_{gas} + (-10,36) T'_{gas\_out}$$

$$V \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = 30(F_{gas} - \overline{F_{gas}}) - 35 - 33,55(T_{gas\_out} - T'_{gas\_out})$$

$$V \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = 30(F_{gas} - 33,55) - 35 - 33,55 T_{gas\_out} + 33,55 \cdot 365$$

$$\frac{V}{33,55} \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = \frac{30}{33,55} F'_{gas} - 30 \frac{33,55}{33,55} - \frac{35}{33,55} - T_{gas\_out} + 365$$

$$T'_{gas\_out} \left( \frac{V}{33,55} s + 1 \right) = 0,895 F'_{gas} - 30 - 1,04 + 365$$

$$T'_{gas\_out} = \frac{0,895 F'_{gas}}{\left( \frac{30,2}{33,55} s + 1 \right)} + \frac{333,96}{\left( \frac{30,2}{33,55} s + 1 \right)}$$

$$T'_{gas\_out} = \frac{0,895 F'_{gas}}{(0,9s + 1)} + \frac{333,96}{(0,9s + 1)}$$

## 2. HTS

$$\frac{F_{gas}}{V} T_{gas\_in} - \frac{F_{gas}}{V} T_{gas\_out} + \frac{\Delta H}{\rho C_p V} R = \frac{dT_{gas\_out}}{dt}$$

Asumsi semua variabel dalam kondisi *steady state* kecuali: ( $F_{gas}$ ,  $T_{gas\_in}$ ,  $T_{gas\_out}$ ) = 0

$$F_{gas} T_{gas\_in} - F_{gas} T_{gas\_out} + \frac{\Delta H}{\rho C_p V} R = V \frac{dT_{gas\_out}}{dt}$$

$$f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}) = 0$$

Taylor Series Expansion

$$\begin{aligned} f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}) &= f(\bar{F}_{gas}, \bar{T}_{gas\_in}, \bar{T}_{gas\_out}) \\ &+ \left. \frac{\partial f}{\partial F_{gas}} \right|_{ss} (F_{gas} - \bar{F}_{gas}) + \left. \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} \right|_{ss} (T_{gas\_in} - \bar{T}_{gas\_in}) \\ &+ \left. \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} \right|_{ss} (T_{gas\_out} - \bar{T}_{gas\_out}) \end{aligned}$$

Partial derivatives of the function

$$\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} = \bar{T}_{gas\_in} - \bar{T}_{gas\_out}$$

$$\frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} = \bar{F}_{gas}$$

$$\frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} = -\bar{F}_{gas}$$

$$\begin{aligned} V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} &= -21,4(F_{gas} - \bar{F}_{gas}) + 500(T_{gas\_in} - \bar{T}_{gas\_in}) \\ &- 500(T_{gas\_out} - \bar{T}_{gas\_out}) \end{aligned}$$

$$V \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = -21,4F_{gas} - 10,7 + 500T_{gas\_in} - 182,5 \\ - 500T_{gas\_out} + 343,6$$

$$\frac{V}{500} \frac{dT'_{gas\_out}}{dt} = -0,0428F_{gas} + 21,4 + T_{gas\_in} - T_{gas\_out} + 365 + 343,6$$

$$T'_{gas\_out} \left( \frac{V}{500} s + 1 \right) = -0,0428F_{gas} + 21,4 + T_{gas\_in} + 365 + 343,6$$

$$T'_{gas\_out} = \left( \frac{-0,0428F_{gas}}{\left( \frac{V}{500} s + 1 \right)} + \frac{T_{gas\_in}}{\left( \frac{V}{500} s + 1 \right)} \right) K$$

### 3. Steam Generator (Tout)

$$\frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{F_{gas}}{V} (T_{gas\_in} - T_{gas\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c} (T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out})$$

Yang berubah: ( $F_{gas}$ ,  $T_{gas\_in}$ ,  $T_{gas\_out}$ ,  $T_{w\_in}$ ,  $T_{w\_out}$ )

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = F_{gas} (T_{gas\_in} - T_{gas\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c} (T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out}) \\ = f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}, T_{w\_in}, T_{w\_out})$$

Taylor Expansion

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{\partial f}{\partial F_{gas}} \Big|_{ss} (F_{gas} - \overline{F_{gas}}) + \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} \Big|_{ss} (T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) \\ + \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} \Big|_{ss} (T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + \frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} \Big|_{ss} (T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}}) \\ + \frac{\partial f}{\partial T_{w\_out}} \Big|_{ss} (T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}})$$

## Partial Derivation

$$\frac{\partial f}{dF_{gas}} = \overline{T_{gas\_in}} - \overline{T_{gas\_out}} = 171,3$$

$$\frac{\partial f}{dT_{gas\_in}} = \overline{F_{gas}} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = -9,24939$$

$$\frac{\partial f}{dT_{gas\_out}} = -\overline{F_{gas}} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = -29,96939$$

$$\frac{\partial f}{dT_{w\_in}} = \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 19,60939$$

$$\frac{\partial f}{dT_{w\_out}} = \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 19,60939$$

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = 171,3(\overline{F_{gas}} - \overline{F_{gas}}) - 9,249(\overline{T_{gas\_in}} - \overline{T_{gas\_in}}) \\ - 29,96(\overline{T_{gas\_out}} - \overline{T_{gas\_out}}) + 19,609(\overline{T_{w\_in}} - \overline{T_{w\_in}}) + 19,609(\overline{T_{w\_out}} - \overline{T_{w\_out}})$$

$$\frac{V}{29,96} \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{171,3}{29,96}(\overline{F_{gas}} - \overline{F_{gas}}) - \frac{9,249}{29,96}(\overline{T_{gas\_in}} - \overline{T_{gas\_in}}) \\ - (\overline{T_{gas\_out}} - \overline{T_{gas\_out}}) + \frac{19,609}{29,96}(\overline{T_{w\_in}} - \overline{T_{w\_in}}) + \frac{19,609}{29,96}(\overline{T_{w\_out}} - \overline{T_{w\_out}})$$

$$_{gas\_in} - 131,516$$

$$+ 290 + 0,654\overline{T_{w\_in}} - 156,96 + 0,654\overline{T_{w\_out}} - 212,22$$

$$\frac{V}{29,96} \frac{dT_{gas\_out}}{dt} + \overline{T_{gas\_out}} = 5,717(\overline{F_{gas}} - 10,36) - 0,308(\overline{T_{gas\_in}} - 427) \\ + 290 + 0,654(\overline{T_{w\_in}} - 240) + 0,654(\overline{T_{w\_out}} - 324,5)$$

$$\frac{V}{29,96} \frac{dT_{gas\_out}}{dt} + \overline{T_{gas\_out}} = 5,717\overline{F_{gas}} - 59,22 - 0,308\overline{T_{gas\_in}}$$

$$\left( \frac{sV}{29,96} + 1 \right) T_{gas\_out} = 5,717 F_{gas} - 59,22 - 0,308 T_{gas\_in} - 131,516$$

$$+ 290 + 0,654 T_{w\_in} - 156,96 + 0,654 T_{w\_out} - 212,22$$

$$T_{gas\_out} = \left( \frac{5,717 F_{gas}}{\left( \frac{V}{29,96} s + 1 \right)} - \frac{0,308 T_{gas\_in}}{\left( \frac{V}{29,96} s + 1 \right)} + \frac{0,654 T_{w\_in}}{\left( \frac{V}{29,96} s + 1 \right)} + \frac{0,654 T_{w\_out}}{\left( \frac{V}{29,96} s + 1 \right)} \right) 1,135$$

#### 4. Steam Generator ( $T_{wout}$ )

$$\frac{dT_{w\_out}}{dt} = \frac{F_w}{V} (T_{w\_in} - T_{w\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c} (T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out})$$

Yang berubah: ( $F_w$ ,  $T_{gas\_in}$ ,  $T_{gas\_out}$ ,  $T_{w\_in}$ ,  $T_{w\_out}$ )

$$f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}, T_{w\_in}, T_{w\_out}) = 0$$

Taylor Expansion

$$V \frac{dT_{w\_out}}{dt} = \frac{\partial f}{\partial F_w} \Big|_{ss} (F_w - \overline{F_w}) + \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} \Big|_{ss} (T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}})$$

$$+ \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} \Big|_{ss} (T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + \frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} \Big|_{ss} (T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}})$$

$$+ \frac{\partial f}{\partial T_{w\_out}} \Big|_{ss} (T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}})$$

Partial Derivation

$$\frac{\partial f}{\partial F_w} = \overline{T_{w\_in}} - \overline{T_{w\_out}} = 85$$

$$\frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} = \overline{F_w} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 0,0377141875$$

$$\frac{\partial f}{dT_{w\_out}} = -\overline{F_{gas}} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = -0,2692501875$$

$$\frac{\partial f}{dT_{gas\_in}} = \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 0,115768$$

$$\frac{\partial f}{dT_{gas\_out}} = \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 0,115768$$

$$V \frac{dT_{w\_out}}{dt} = 85(F_w - \overline{F_w}) + 0,115768(T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) \\ + 0,115768(T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) - 0,2692(T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}}) + 0,03771(T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}})$$

$$\frac{V}{0,2692} \frac{dT_{w\_out}}{dt} = \frac{85}{0,2692}(F_w - 0,1534) + \frac{0,115768}{0,2692}(T_{gas\_in} - 427) \\ - \frac{0,1157}{0,2692}(T_{gas\_out} - 289) + \frac{0,03771}{0,2692}(T_{w\_in} - 240)$$

$$T_{w\_out} = \left( \frac{315,75F_w}{\left(\frac{V}{0,2692}s + 1\right)} \right) + \left( \frac{0,4297T_{gas\_in}}{\left(\frac{V}{0,2692}s + 1\right)} \right) + \left( \frac{0,4297T_{gas\_out}}{\left(\frac{V}{0,2692}s + 1\right)} \right) + \left( \frac{0,14T_{w\_in}}{\left(\frac{V}{0,2692}s + 1\right)} \right) - \left( \frac{65,749}{\left(\frac{V}{0,2692}s + 1\right)} \right)$$

## 5. BFW Preheater (Tout)

$$\frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{F_{gas}}{V}(T_{gas\_in} - T_{gas\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c}(T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out})$$

Yang berubah: ( $F_{gas}$ ,  $T_{gas\_in}$ ,  $T_{gas\_out}$ ,  $T_{w\_in}$ ,  $T_{w\_out}$ )

$$V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = F_{gas}(T_{gas\_in} - T_{gas\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c}(T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out}) \\ = f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}, T_{w\_in}, T_{w\_out})$$

Taylor Expansion

$$\begin{aligned}
V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} &= \frac{\partial f}{\partial F_{gas}} \Big|_{ss} (F_{gas} - \overline{F_{gas}}) + \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} \Big|_{ss} (T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) \\
&+ \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} \Big|_{ss} (T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + \frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} \Big|_{ss} (T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}}) \\
&+ \frac{\partial f}{\partial T_{w\_out}} \Big|_{ss} (T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}})
\end{aligned}$$

Partial Derivation

$$\begin{aligned}
\frac{\partial f}{\partial F_{gas}} &= \overline{T_{gas\_in}} - \overline{T_{gas\_out}} = 100 \\
\frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} &= \overline{F_{gas}} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = -4,5334 \\
\frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} &= -\overline{F_{gas}} - \frac{UA}{2\rho_c c_c} = -25,91810181 \\
\frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} &= \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 15,11343 \\
\frac{\partial f}{\partial T_{w\_out}} &= \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 15,11343
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V \frac{dT_{gas\_out}}{dt} &= 100(F_{gas} - \overline{F_{gas}}) - 4,5343(T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) \\
&- 25,9181(T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + 15,11343(T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}}) + 15,11343(T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}})
\end{aligned}$$

$$T_{gas\_out} = \left[ \begin{aligned} &\left( \frac{3,8583F_{gas}}{\left( \frac{V}{25,9181} s + 1 \right)} - \frac{0,1748T_{gas\_in}}{\left( \frac{V}{25,9181} s + 1 \right)} + \frac{0,58312T_{w\_in}}{\left( \frac{V}{25,9181} s + 1 \right)} \right) \\ &+ \frac{0,58312T_{w\_out}}{\left( \frac{V}{25,9181} s + 1 \right)} - \frac{62,3581}{\left( \frac{V}{25,9181} s + 1 \right)} \end{aligned} \right] 1,186152987$$



$$\frac{V}{25,9181} \frac{dT_{gas\_out}}{dt} = \frac{100}{25,9181} (F_{gas} - \overline{F_{gas}}) - \frac{4,5343}{25,9181} (T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) - (T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + \frac{15,11343}{25,9181} (T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}}) + \frac{15,11343}{25,9181} (T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}})$$

$$\frac{V}{25,9181} \frac{dT_{gas\_out}}{dt} + T_{gas\_out} = 3,8583 F_{gas} - 40,82 - 0,1748 T_{gas\_in} - 50,705 + 178,5 + 0,58312 (T_{w\_in} - 190) + 0,58312 (T_{w\_out} - 240)$$

## 6. BFW Preheater ( $T_{wout}$ )

$$\frac{dT_{w\_out}}{dt} = \frac{F_w}{V} (T_{w\_in} - T_{w\_out}) - \frac{U}{2\rho_c c_c} (T_{gas\_in} + T_{gas\_out} - T_{w\_in} - T_{w\_out})$$

Yang berubah: ( $F_w, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}, T_{w\_in}, T_{w\_out}$ )

$$f(F_{gas}, T_{gas\_in}, T_{gas\_out}, T_{w\_in}, T_{w\_out}) = 0$$

Taylor Expansion

$$\begin{aligned} V \frac{dT_{w\_out}}{dt} &= \left. \frac{\partial f}{\partial F_w} \right|_{ss} (F_w - \overline{F_w}) + \left. \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_in}} \right|_{ss} (T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) \\ &+ \left. \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} \right|_{ss} (T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}}) + \left. \frac{\partial f}{\partial T_{w\_in}} \right|_{ss} (T_{w\_in} - \overline{T_{w\_in}}) \\ &+ \left. \frac{\partial f}{\partial T_{w\_out}} \right|_{ss} (T_{w\_out} - \overline{T_{w\_out}}) \end{aligned}$$

Partial Derivation

$$\begin{aligned} \frac{\partial f}{\partial F_w} &= \overline{T_{w\_in}} - \overline{T_{w\_out}} = 50 \\ \frac{\partial f}{\partial T_{gas\_out}} &= \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 0,112534 \end{aligned}$$

$$\frac{\partial f}{dT_{gas\_in}} = \frac{UA}{2\rho_c c_c} = 0,112534$$

$$V \frac{dT_{w\_out}}{dt} = 50(F_w - \overline{F_w}) + 0,1125(T_{gas\_in} - \overline{T_{gas\_in}}) - 0,1125(T_{gas\_out} - \overline{T_{gas\_out}})$$

$$\frac{V}{0,584255} \frac{dT_{w\_out}}{dt} + T_{w\_out} = 85,5790 F_w - 40,3694 + 0,1925 T_{gas\_in} - 55,84 + 0,1925 T_{gas\_out} - 40,905$$

$$T_{w\_out} = \frac{85,579 F_w}{\left(\frac{V}{0,584255} s + 1\right)} + \frac{0,19257 T_{gas\_in}}{\left(\frac{V}{0,584255} s + 1\right)} + \frac{0,19257 T_{gas\_out}}{\left(\frac{V}{0,584255} s + 1\right)} - \frac{102,8266}{\left(\frac{V}{0,584255} s + 1\right)}$$

**LAMPIRAN B:**  
**PFD dan P&ID**

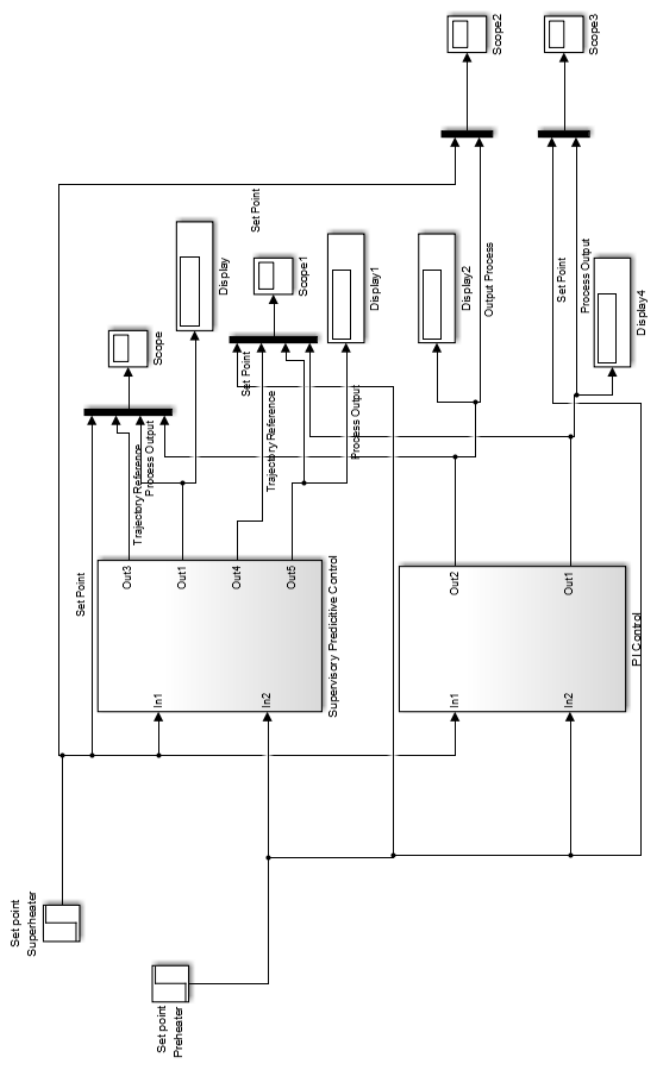
**Gambar B.1** PFD Ammonia Unit

**Gambar B.2** P&ID Secondary Reforming

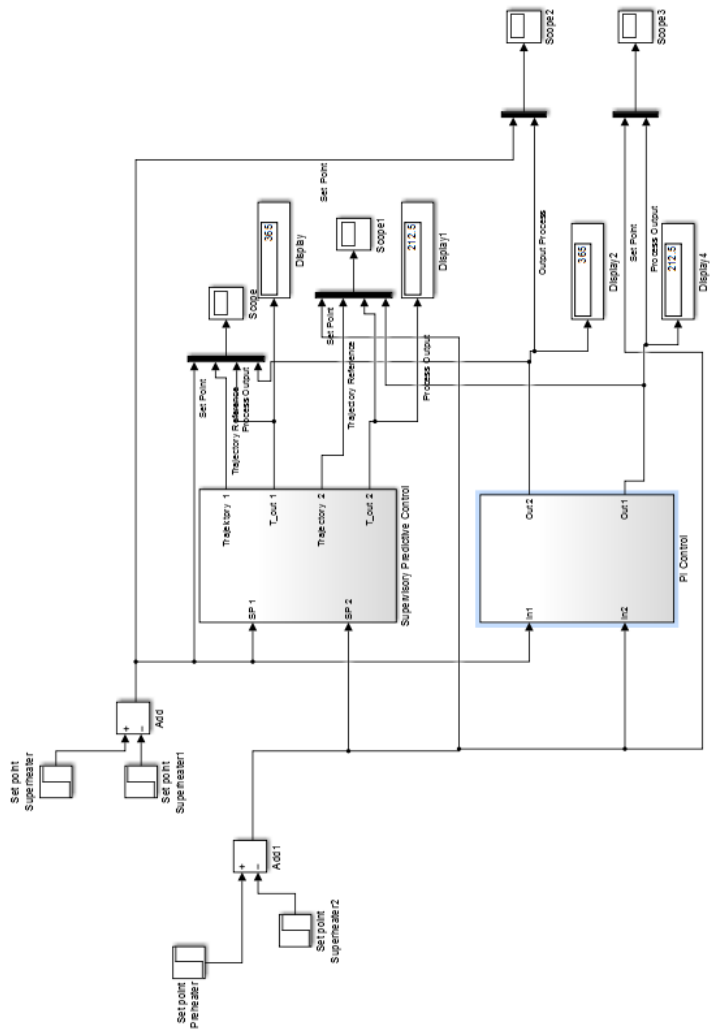
**Gambar B.3** P&ID Shift Converter



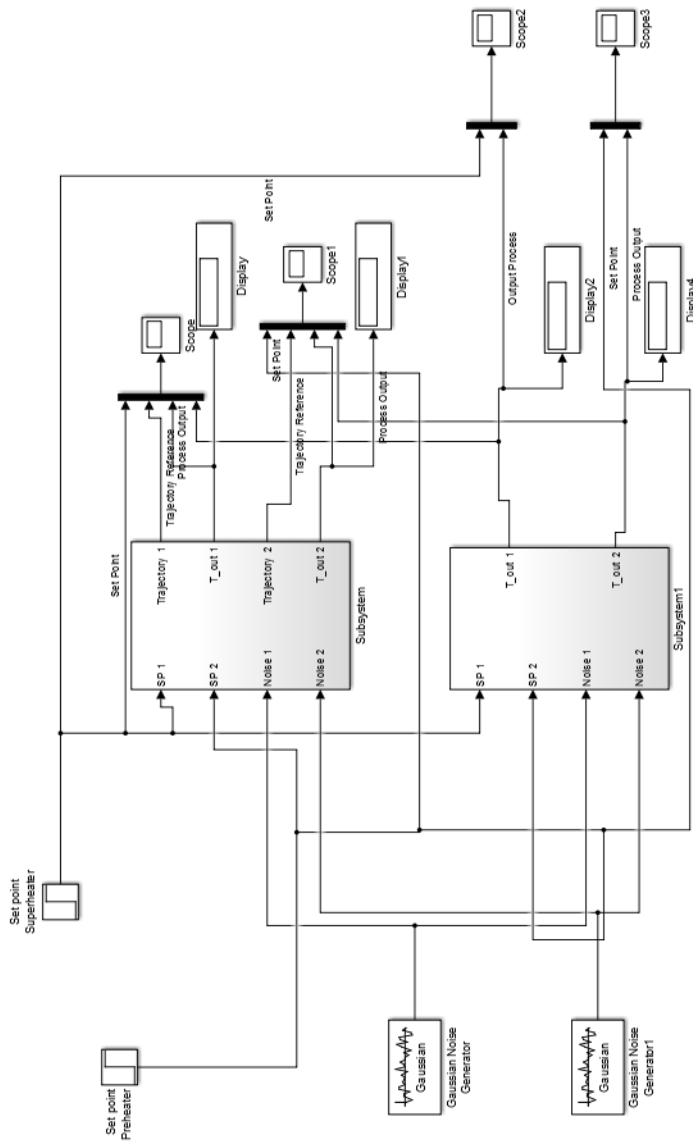
LAMPIRAN C  
SIMULASI PLANT



**Gambar C. 1** Model simulasi *Supervisory Predictive Control* dan *PI Control*



**Gambar C. 2 Model simulasi Uji Tracking Set Point**

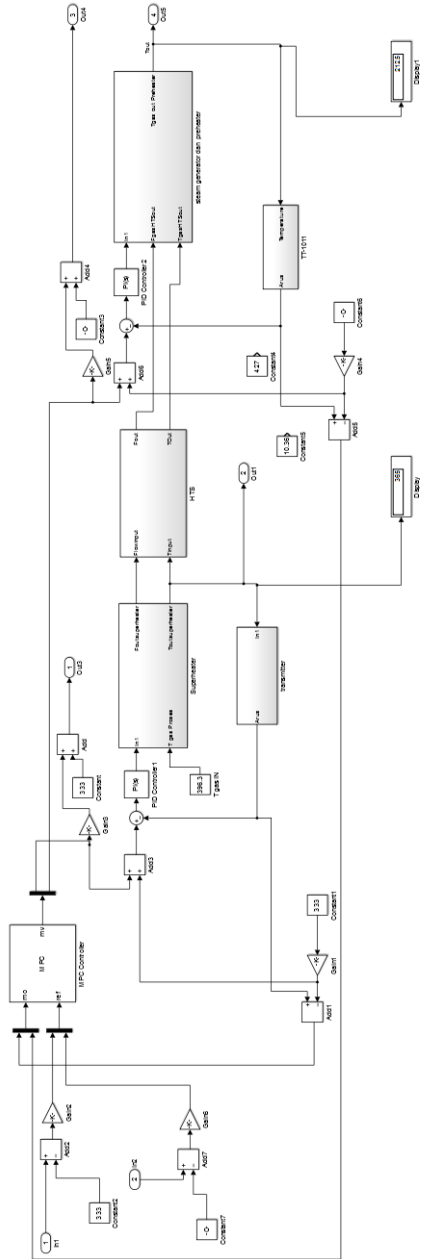


**Gambar C.3 Model simulasi Uji Noise**

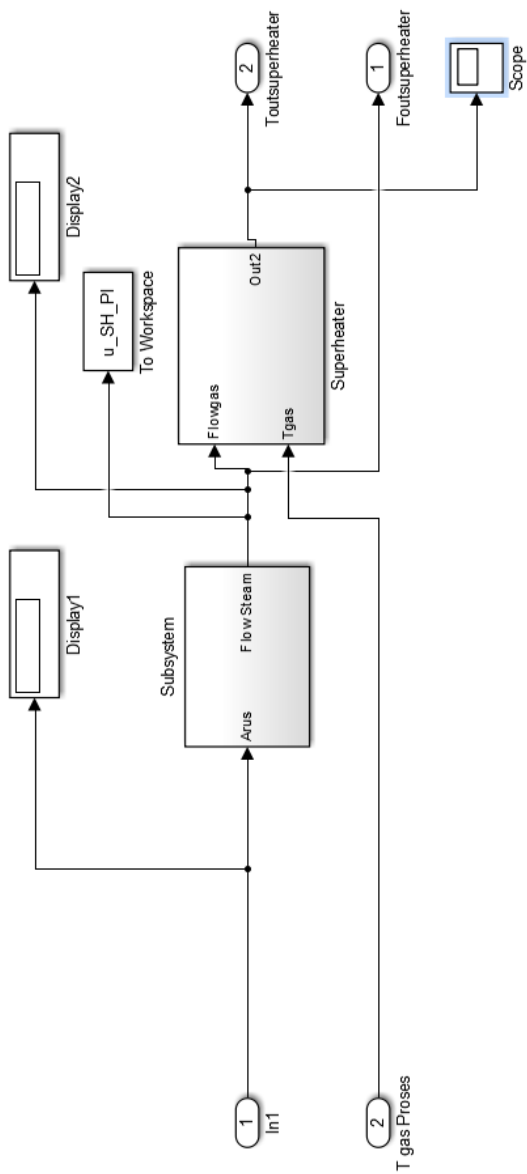


**Gambar C. 4 Model Simulasi PI Control Sistem Gas Reforming**

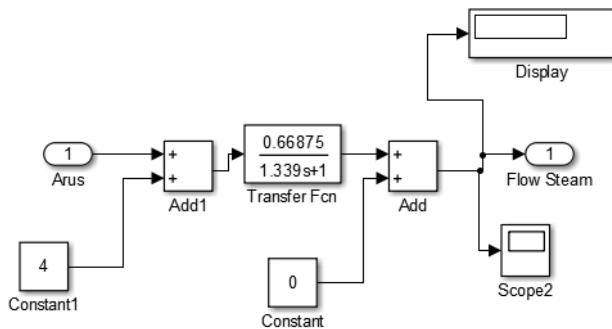




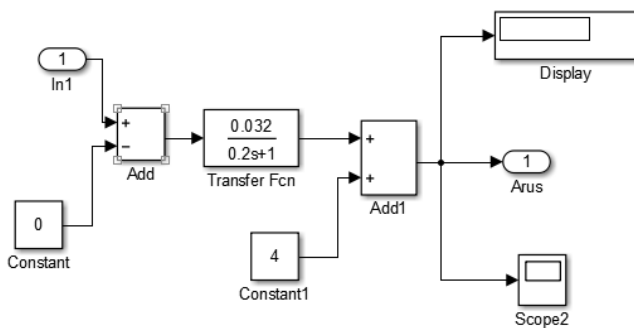
**Gambar C. 5** Model Simulasi Supervisory Predictive Control



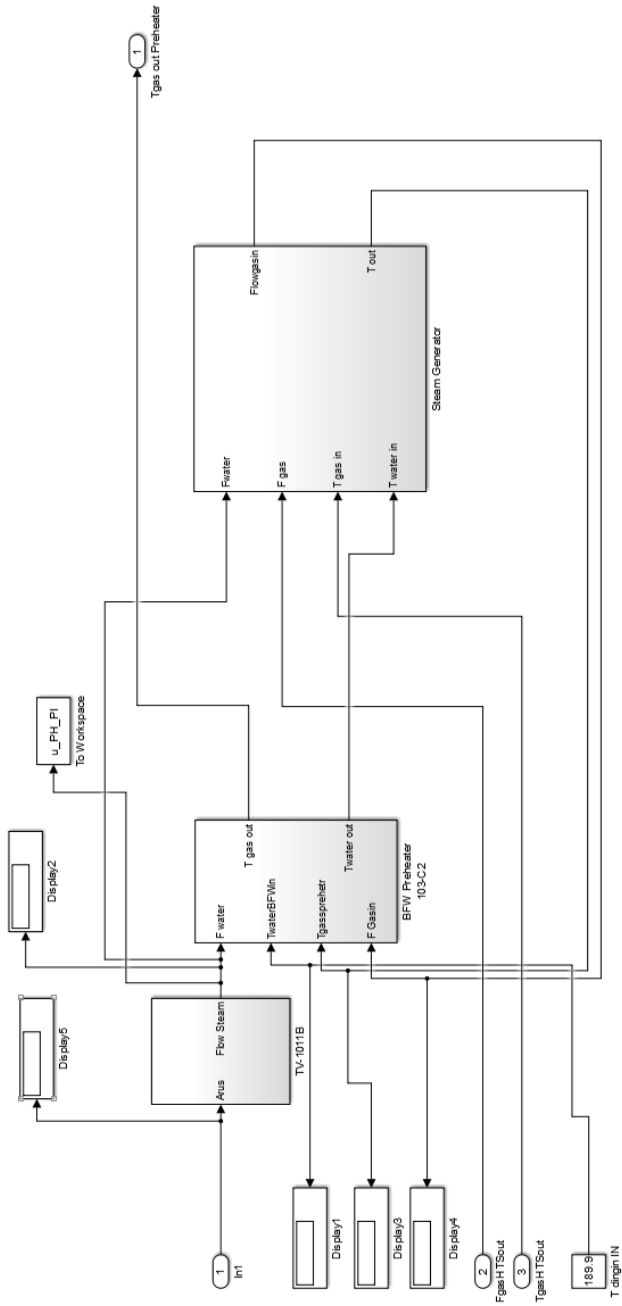
**Gambar C. 6** Model simulasi *HP Superheater*



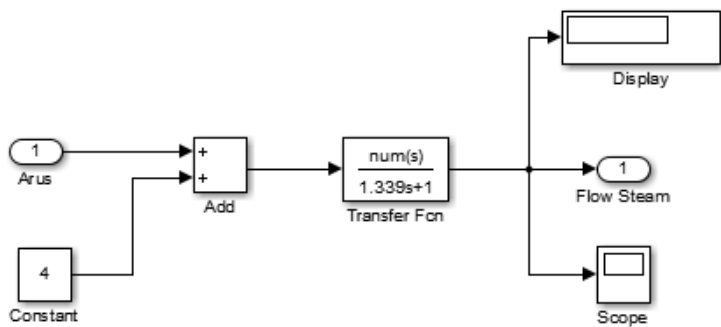
**Gambar C. 7** Model simulasi *control valve* TV-5010



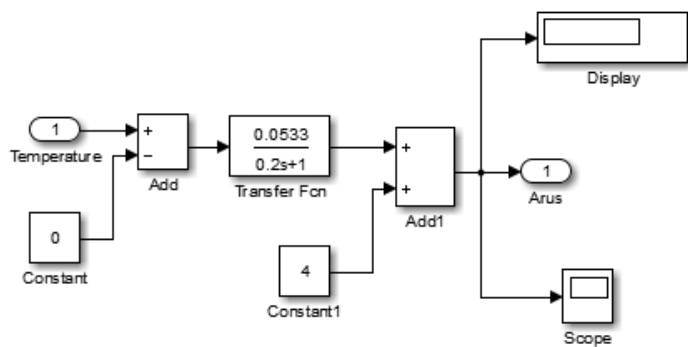
**Gambar C. 8** Model simulasi *temperature transmitter* TT-1010



**Gambar C. 9** Model simulasi BFW Preheater dan Steam Generator



**Gambar C. 10** Model simulasi *control valve* TV-1011



**Gambar C. 11** Model simulasi *temperature transmitter* TT-1011



**LAMPIRAN D**  
**MATRIKS STATE SPACE**

$$\underline{x}(k+1) = \underline{A}\underline{x}(k) + \underline{B}\underline{u}(k)$$

$$\underline{y}(k) = \underline{C}\underline{x}(k)$$

Dengan:

$\underline{u}(k)$  = vektor masukan berdimensi- $l$

$\underline{x}(k)$  = vektor keadaan berdimensi- $n$

$\underline{y}(k)$  = vektor keluaran berdimensi- $m$

$\underline{A}$  = matriks keadaan berdimensi  $n \times n$

$\underline{B}$  = matriks masukan berdimensi  $n \times l$

$\underline{C}$  = matriks keadaan berdimensi  $m \times n$

**A =**  
26x26

-10	0,99	371	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_1$
0	-1,1	0	1,86	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_2$
0	0	-1,1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_3$
-1,6	0	0	-0,9	2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_4$
-0,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_5$
0	0	0	0	0	-5	0	0	0	0	0	7,96	-0,4	1,2	102	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_6$
0	0	0	0	0	0	-2,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_7$
0	0	0	0	0	0	0	-2,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_8$
0	0	0	0	0	0	0	0	-2,2	0	0	0	0	0	0	49,1	0,02	0,07	0,07	-10	0	0	0	0	0	0	0	$x_9$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	28,7	0,06	0,06	34,5	0	0	0	$x_{10}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-2,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{11}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{12}$
0	0	0	0	0	0	12,4	-0,7	1,42	1,42	-15	0	-1,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{13}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1,7	0	0	0	0	0	0	28,7	0,06	0,06	34,5	0	0	0	$x_{14}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{15}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,01	0	$x_{16}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,2	0	0	0	28,7	0,06	0,06	34,5	0	0	0	$x_{17}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{18}$
0	0	0	0	0	0	12,4	-0,7	1,42	1,42	-15	0	0	0	0	0	0	0	-0,2	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{19}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,2	0	0	0	0	0	0	0	$x_{20}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,3	0	0	0	0,02	0	0	$x_{21}$
0	0	0	0	0	0	12,4	-0,7	1,42	1,42	-15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,3	0	0	0	0	0	$x_{22}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7,96	-0,4	1,2	102	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,3	0	0	0	$x_{23}$
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,3	0	0	0	$x_{24}$
0	0	0	0	0	-8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,7	5	$x_{25}$
0	0	0	0	0	-0,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	$x_{26}$

Dengan,

- $x_1$  = Output Pengukuran transmitter HP Superheater TT-1010
- $x_2$  = Flow gas HP Superheater
- $x_3$  = Temperature gas masuk HP Superheater
- $x_4$  = Tegangan Control Valve TV-5010
- $x_5$  = Parameter PI Control HP Superheater
- $x_6$  = Output Pengukuran transmitter BFW Preheater TT-1011
- $x_7$  = Flow Gas Steam Generator
- $x_8$  = Temperatur Gas Masuk Steam Generator
- $x_9$  = Temperatur Air Masuk Steam Generator
- $x_{10}$  = Temperatur Air Keluar Steam Generator
- $x_{11}$  = Temperatur Gas Keluar Steam Generator
- $x_{12}$  = Flow Gas BFW Preheater
- $x_{13}$  = Temperature Gas Masuk BFW Preheater
- $x_{14}$  = Temperatur Air Masuk BFW Preheater
- $x_{15}$  = Temperatur Air Keluar BFW Preheater
- $x_{16}$  = Flow Air Steam Generator
- $x_{17}$  = Temperatur Gas Masuk Steam Generator
- $x_{18}$  = Temperatur Gas Keluar Steam Generator
- $x_{19}$  = Temperatur Air Masuk Steam Generator
- $x_{20}$  = Temperatur Air Keluar Steam Generator
- $x_{21}$  = Flow Air BFW Preheater
- $x_{22}$  = Temperature Gas Masuk BFW Preheater
- $x_{23}$  = Temperature Gas Keluar BFW Preheater
- $x_{24}$  = Temperatur Air Masuk BFW Preheater
- $x_{25}$  = Tegangan Control Valve TV-1011B
- $x_{26}$  = Parameter PI Control BFW Preheater





## BIODATA PENULIS



Penulis yang memiliki nama lengkap Rizki Herdhitama Putra ini merupakan anak ketiga dari tiga bersaudara. Penulis lahir di Ponorogo pada tanggal 5 Februari 1995. Penulis mulai mengenyam pendidikan di TK Dharma Wanita Kecamatan Ngebel, Kabupaten Ponorogo, kemudian Pendidikan SD diselesaikan di SDN 1 Wagir Lor, SMP diselesaikan di SMP Terpadu Ponorogo, dan SMA diselesaikan di SMA Negeri 1 Ponorogo.

Tamat SMA pada tahun 2013, penulis melanjutkan studinya ke Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Bidang minat yang diambil penulis ketika menempuh perkuliahan adalah Bidang Minat Instrumentasi dan Kontrol. Selama menjadi mahasiswa, penulis aktif sebagai pengurus organisasi mahasiswa kampus yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika sebagai staf Departemen Internal pada tahun 2014/2015 dan menjadi Wakil Ketua Departemen Internal pada tahun 2015/2016. Penulis juga aktif sebagai asisten Laboratorium Pengukuran Fisis mulai tahun 2015-2017. Pengalaman *internship* yang dimiliki penulis dilakukan di PT. Pupuk Kaltim. Penulis juga akhirnya melakukan penelitian Tugas Akhir pada Pabrik yang sama yaitu PT. Pupuk Kaltim. Korespondensi dengan penulis mengenai tugas akhir ini dapat dilakukan pada *e-mail*: [rizkiherdhitama@gmail.com](mailto:rizkiherdhitama@gmail.com).